

22526/H/15

TUGAS AKHIR
KONVERSI ENERGI



MILIK PERPUSTAKAAN
INSTITUT TEKNOLOGI
SEPULUH - NOPEMBER

209

**STUDI EKSPERIMENTAL PENGARUH EFEK CEROBONG
TERHADAP UNJUK KERJA PENUKAR KALOR
WOVEN MATRIX ANYAMAN TUNGGAL**



ASM
621.402.2
Nie
v-1
2004

Oleh :

PERPUSTAKAAN I T S	
Tgl. Terima	1-12-2004
Terima Dari	61
No. Agenda Prp.	221227

KURNIAWAN EKO WICAKSONO
2198 100 112

**JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2004**

FINAL PROJECT
ENERGY CONVERSION

**AN EXPERIMENTAL STUDY OF STACK EFFECT
TO PERFORMANCE OF SINGLE SIDED
WOVEN MATRIX HEAT EXCHANGER**



By :

KURNIAWAN EKO WICAKSONO
2198 100 112

**MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOVEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2004**

TUGAS AKHIR

STUDI EKSPERIMENTAL PENGARUH EFEK CEROBONG TERHADAP UNJUK KERJA PENUKAR KALOR WOVEN MATRIX ANYAMAN TUNGGAL

**Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Persyaratan
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Mesin**

Pada

Bidang Studi Konversi Energi

Jurusan Teknik Mesin

Fakultas Teknologi Industri

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

Mengetahui / Menyetujui:

Dosen Pembimbing



Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E.
Nip. 130 936 833

Surabaya

Januari, 2004

ABSTRAK

Penelitian ini secara eksperimental membahas pengaruh lebar saluran (S) terhadap unjuk kerja penukar kalor woven matrix anyaman tunggal yang dioperasikan pada kondisi konveksi bebas. Pada eksperimen ini digunakan tiga buah penukar kalor dengan diameter pembuluh 6.35 mm, 7.94 mm, 9.53 mm dan sebuah saluran vertikal/cerobong yang dibuat sedemikian rupa sehingga lebar salurannya divariasikan: 19.7 mm (S1); 27 mm (S2); dan 40.5 mm (S3).

Ketiga penukar kalor ini mengalami lima tingkat perlakuan yang sama yaitu perubahan bilangan Rayleigh dengan memvariasikan suhu masuk fluida kerja (50° C, 60° C, 70° C, 80° C, dan 90° C).

Hasil pengujian menunjukkan bahwa setiap penukar kalor mengalami kenaikan laju perpindahan panas seiring dengan bertambahnya lebar saluran sebagai akibat dari efek cerobong. Penukar kalor dengan Dt 6.35 mm memiliki laju perpindahan panas yang terbaik yang ditunjukkan dengan harga koefisien perpindahan panas konveksi yang terbesar. Korelasi empiris koefisien perpindahan panas konveksi bebas sebagai fungsi dari rasio antara diameter pembuluh dengan lebar saluran/cerobong dan bilangan Rayleigh, dinyatakan dalam persamaan :

$$\overline{Nu}_s = 0.601 Ra_s^{0.216} . S^{*-0.213}$$

dimana persamaan diatas berlaku pada batasan :

$$72406.7 \leq Ra_s \leq 1661308.5 \text{ dan } 0.15679 \leq S^* \leq 0.48376$$

Kata kunci : penukar kalor woven matrix anyaman tunggal, saluran vertikal/cerobong, konveksi bebas, laju perpindahan panas, koefisien perpindahan panas konveksi.

ABSTRACT

This experiment studied the effect of spacing of the channel on the performance of the free convection single-sided woven matrix heat exchanger. Three models of heat exchangers with tube diameter of 6.35 mm, 7.94 mm, and 9.53 were under studied in a vertical channel. They were placed in a vertical channel of 19.7 mm, 27.0 mm and 40.5 mm width.

The experiments were carried out in five different conditions expressed in Rayleigh number with variation of entrance working fluid temperatures of 50°C, 60°C, 70°C, 80°C and 90°C.

The result shows that all heat exchangers experienced the increase of heat transfer rate as the consequence of stack effect from application of increasing space of vertical channel. A heat exchanger with tube diameter of 6.35 mm had the best of heat transfer rate that shown with the highest convection heat transfer coefficient. The correlation between Nusselt number with Rayleigh number and channel geometry expressed as :

$$\overline{Nu}_s = 0.601 Ra_s^{0.216} . S^{*-0.213}$$

with restrictions :

$$72406.7 \leq Ra_s \leq 1661308.5 \text{ and } 0.15679 \leq S^* \leq 0.48376$$

keywords : single-sided woven matrix heat exchanger, vertical channel, free convection, heat transfer rate, convection heat transfer coefficient

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala kasih karunia serta bimbingan-Nya sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul :

STUDI EKSPERIMENTAL PENGARUH EFEK CEROBONG

TERHADAP UNJUK KERJA PENUKAR KALOR

WOVEN MATRIX ANYAMAN TUNGGAL

Tugas Akhir ini berisi tentang hasil penelitian yang didukung oleh dasar teori dari beberapa literatur yang terkait dengan penelitian yang dilakukan oleh penulis. Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan bantuan, dukungan serta dorongan dari berbagai pihak. Untuk itu pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sedalam-dalamnya kepada :

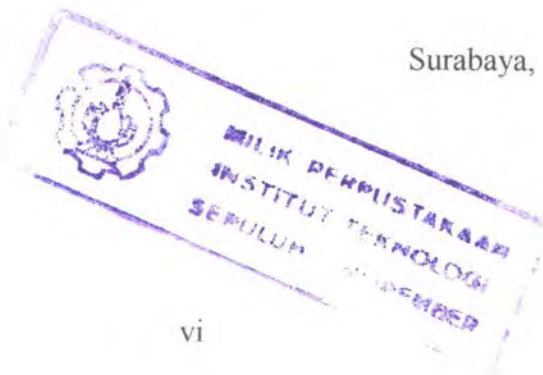
1. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME selaku dosen pembimbing atas waktu yang diberikan, diskusi serta bimbingannya selama penulisan Tugas Akhir ini.
2. Dr. Ir. Prabowo, M.Eng., Ir. Sudjud Darsopuspito, MT dan Ir. Kadarisman selaku tim penguji sidang Tugas Akhir atas segala masukan dan saran dalam perbaikan Tugas Akhir ini.
3. Dr. Ir. Prabowo, M.Eng selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa atas kepercayaannya dan segala fasilitas laboratorium yang penulis gunakan dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

4. Imron Fauzi, Risang Raheditya, I Ketut W. Parwatha, Supriyadi M. Utomo dan Ahmad Solichin atas segala bantuan, dukungan dan diskusinya selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
5. Naim Muhdori, Bambang Irwanto, Pebriyanto Suryo N., David Michael S, Giri Nugroho, M. Fachroni, Ferry Hendarto, Abu Salim, Arif Laga P., Yudi Wahyu K., Ahmad Saiful A., Nurul Komari, Antonius Agung N., Deni Mardianto serta seluruh komunitas Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa lainnya yang selalu memberikan dorongan semangat serta canda tawanya.
6. Kedua orang tuaku tercinta yang tiada hentinya memberikan dorongan semangat dan kasih sayang.
7. Adikku Rina dan nenekku tersayang atas perhatian dan doanya.
8. Serta semua pihak yang telah berperan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan yang dapat digunakan sebagai pertimbangan untuk penelitian selanjutnya. Akhir kata, penulis mengharapkan kritik serta saran yang membangun untuk perbaikan di masa mendatang. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi kita sekalian.

Surabaya, Januari 2004

Penulis



DAFTAR ISI

	Hal.
LEMBAR JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR GRAFIK	xi
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR NOTASI	xiii
BAB I. PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Perumusan Masalah	I-2
I.3 Batasan Masalah	I-2
I.4 Tujuan Penelitian	I-3
I.5 Manfaat Penelitian	I-3
I.6 Metode Penelitian	I-3
I.7 Sistematika Penulisan	I-4
BAB II. TINJAUAN PUSTAKA	II-1
II.1 Penelitian Terdahulu	II-1
II.2 Perpindahan Panas Konveksi Bebas (Free Convection)	II-4

II.2.1	Konveksi Bebas Pada Silinder	II-11
II.2.2	Konveksi Bebas Pada Bidang Miring	II-13
II.2.3	Efek Cerobong	II-14
II.3	Penukar Kalor Woven Matrix	II-18
II.3.1	Laju Perpindahan Panas Penukar Kalor Woven Matrix ..	II-19
II.3.2	Efisiensi Overall Penukar Kalor Woven Matrix	II-21
II.3.3	Mekanisme Perpindahan Panas Penukar Kalor Woven Matrix	II-23
II.3.3.1	Perpindahan Panas Konduksi Pada Pembuluh/Tube ..	II-24
II.3.3.2	Perpindahan Panas Konduksi Antara Pembuluh dan Kawat/Sirip	II-25
II.3.3.3	Perpindahan Panas Konveksi Pada Penukar Kalor Woven Matrix	II-27
BAB III.	METODOLOGI PENELITIAN	III-1
III.1	Variabel Penelitian	III-1
III.2	Instalasi Eksperimen	III-7
III.3	Peralatan dan Alat Ukur	III-8
III.4	Karakteristik Fluida Panas dan Dingin	III-12
III.5	Perancangan Alat Uji	III-14
III.6	Prosedur Percobaan	III-16
III.7	Data Percobaan Yang Diambil	III-17
BAB IV.	DISKUSI	IV-1
IV.1	Data Hasil Pengujian	IV-1

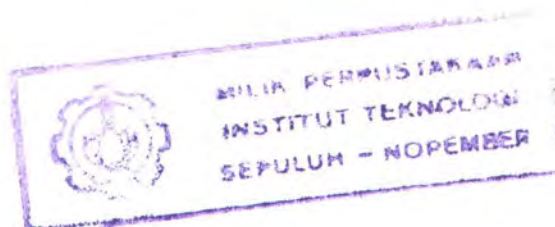
IV.2	Diagram Alir Perhitungan	IV-5
IV.3	Contoh Perhitungan	IV-6
IV.4	Analisa	IV-11
IV.4.1	Laju Perpindahan Panas (q)	IV-11
IV.4.2	Fluks Panas (q'')	IV-17
IV.4.3	Koefisien Perpindahan Panas Konveksi (h)	IV-20
IV.4.4	Efisiensi Sirip (η_r)	IV-25
IV.4.5	Efisiensi Overall (η_o)	IV-28
IV.5	Pengecekan Kondisi Operasi Optimal Penukar Kalor ...	IV-30
IV.6	Korelasi Empiris	IV-32
BAB V.	PENUTUP	V-1
V.1	Kesimpulan	V-1
V.2	Saran	V-2
DAFTAR PUSTAKA		xv
LAMPIRAN		
Lampiran A		
Lampiran B		
Lampiran C		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Lapisan batas pada plat vertikal yang dipanaskan	II-4
Gambar 2.2	Lapisan batas pada silinder horizontal	II-11
Gambar 2.3	Lapisan batas termal silinder horizontal	II-12
Gambar 2.4	Lapisan batas yang terbentuk pada bidang miring	II-13
Gambar 2.5	Gambar lapisan batas termal dan lapisan batas kecepatan pada saluran vertikal	II-16
Gambar 2.6	Penukar Kalor <i>Woven Matrix</i>	II-18
Gambar 2.7	Rangkaian tahanan termal penukar kalor <i>Woven Matrix</i> ...	II-23
Gambar 2.8	Perpindahan panas konduksi pada silinder berongga	II-25
Gambar 2.9	Tahanan kontak pada sambungan pembuluh dan kawat/sirip	II-26
Gambar 3.1	Skema instalasi eksperimen	III-7
Gambar 3.2	Digital thermometer display	III-11
Gambar 4.1	Skema variasi pengujian	IV-1
Gambar 4.2	Distribusi suhu pembuluh	IV-6
Gambar 4.3	Perkembangan lapisan batas pada plat vertikal	IV-12
Gambar 4.4	Lapisan batas pada cerobong	IV-15
Gambar 4.5	Lapisan batas termal pada plat vertikal	IV-22

DAFTAR GRAFIK

Grafik 2.1	Grafik Pengaruh Geometri Kawat terhadap Overall Efficiency	II-2
Grafik 2.2	Grafik Pengaruh Geometri Pembuluh terhadap Overall Efficiency	II-3
Grafik 4.1	Grafik laju perpindahan panas pada setiap variasi diameter pembuluh	IV-12
Grafik 4.2	Grafik fluks panas pada setiap variasi diameter pembuluh	IV-17
Grafik 4.3	Grafik koefisien perpindahan panas konveksi pada setiap variasi diameter pembuluh	IV-20
Grafik 4.4	Grafik efisiensi sirip pada setiap variasi diameter pembuluh	IV-27
Grafik 4.5	Grafik efisiensi overall pada setiap variasi diameter Pembuluh	IV-29
Grafik 4.6	Grafik hubungan kenaikan ΔT dengan kecepatan udara ..	IV-31



DAFTAR TABEL

Tabel 4.1	Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 6.35 mm ...	IV-2
Tabel 4.2	Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 7.94 mm ...	IV-3
Tabel 4.3	Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 9.53 mm ...	IV-4
Tabel 4.4	Data masing-masing variabel pada ketiga penukar kalor	IV-34
Tabel 4.5	Nilai Koefisien Korelasi dan Determinasi Berganda	IV-37
Tabel 4.6	Nilai Koefisien Korelasi dan Koefisien Determinasi Parsial	IV-37

DAFTAR NOTASI

At	Luasan permukaan perpindahan panas pembuluh (tube), m ² .
Atot	Luasan total permukaan perpindahan panas, m ² .
Aw	Luasan permukaan perpindahan panas kawat (wire), m ² .
c _p	Panas spasifik pada tekanan konstan, $\frac{J}{kg.K}$.
Dt	Diameter pembuluh (tube), mm.
Dw	Diameter kawat (wire), mm.
Gr	Bilangan Grashof.
g	Percepatan gravitasi, m/s ² .
h	Koefisien perpindahan panas konveksi, $\frac{W}{m^2.K}$.
k	Konduktivitas termal material, $\frac{W}{m.K}$.
Lw	Panjang equivalent kawat (wire), mm
\dot{m}	Laju alir massa fluida kerja (oli) didalam pembuluh, kg/s.
Nu	Bilangan Nusselt.
Pr	Bilangan Prandl.
Pt	Jarak antar (pitch) pembuluh, mm.
Pw	Jarak antar (pitch) kawat, mm.
q	Laju perpindahan panas, Watt (W).
q''	Fluks panas, W/m ² .
Ra	Bilangan Rayleigh.

S	Lebar cerobong/saluran vertikal, mm.
S^*	Perbandingan antara diameter pembuluh dan lebar cerobong $\left(\frac{Dt}{S}\right)$.
T_{ex}	Suhu rerata permukaan luar penukar kalor, °C.
Tf_{in}	Suhu fluida kerja masuk penukar kalor, °C.
Tf_{out}	Suhu fluida kerja keluar penukar kalor, °C.
T_w	Suhu kawat (wire), °C.
T_t	Suhu pembuluh (tube), °C.
T_{∞}	Suhu fluida pendingin (udara), °C.
v_{∞}	Kecepatan fluida pendingin (udara) di dalam cerobong, m/s.
α	Diffusivitas termal, m^2/s .
β	Koefisien ekspansi, K^{-1} .
δ	Lapisan batas kecepatan, mm.
δ_t	Ketebalan lapisan batas termal, mm
η_f	Efisiensi sirip/fin.
η_o	Efisiensi overall penukar kalor.
ν	Viskositas kinematis, m^2/s .
ρ	Densitas fluida, kg/m^3 .



BAB I
PENDAHULUAN



BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Penukar kalor jenis *Woven Matrix* adalah salah satu variasi dari penukar kalor tipe permukaan diperluas. Kawat yang dianyam pada pembuluh berfungsi sebagai sirip dengan tujuan untuk meningkatkan luasan perpindahan panas secara konveksi bebas. Penambahan luasan perpindahan panas ini akan meningkatkan laju perpindahan panas dari penukar kalor.

Penukar kalor woven matrix ini dioperasikan pada kondisi konveksi bebas pada sisi luar pembuluh, dimana koefisien konveksinya relatif kecil. Untuk itu faktor geometri memiliki peranan yang sangat penting dalam usaha meningkatkan unjuk kerja dari penukar kalor. Penambahan luasan penukar kalor dapat dilakukan dengan cara mengubah geometri dari pembuluh dan penambahan jumlah sirip/anyaman kawat. Tetapi usaha diatas harus mempertimbangkan peningkatan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan efisiensi sirip yang dihasilkan.

Cara lain yang mungkin dapat meningkatkan laju perpindahan panas adalah dengan mengarahkan aliran fluida pendingin disekitar penukar kalor. Untuk mengarahkan aliran udara pendingin, dipasang sebuah saluran/cerobong pada penukar kalor. Sebagai akibat dari efek cerobong yang dihasilkan, udara akan mengalir melewati cerobong yang akan membantu proses perpindahan panas pada penukar kalor sehingga laju perpindahan panasnya mengalami peningkatan.



Berdasarkan pemikiran diatas, maka penelitian ini sangat menarik untuk dilakukan.

I.2 Perumusan Masalah

Masalah yang akan dianalisa dalam studi eksperimen ini adalah pengaruh lebar saluran/cerobong terhadap laju perpindahan panas dan unjuk kerja dari penukar kalor Woven Matrix dengan variasi diameter pembuluh.

I.3 Batasan Masalah

Untuk lebih mengarahkan pembahasan dan menghindari kesalahpahaman, maka ditentukan beberapa batasan sebagai berikut :

- a. Temperatur ruang pengujian pada kondisi tetap.
- b. Perpindahan panas dari permukaan penukar kalor ke lingkungan luar berlangsung secara konveksi bebas dan efek radiasi diabaikan.
- c. Kondisi yang ada pada sistem diasumsikan tunak (steady state).
- d. Properties fluida konstan.
- e. Fluida kerja dalam tube adalah minyak sebagai fluida sisi panas dan udara sebagai fluida sisi dingin.
- f. Fluida kerja dalam tube tidak mengalami perubahan fase.
- g. Koefisien perpindahan panas konveksi seragam sepanjang penukar kalor.
- h. Perubahan geometri hanya dilakukan pada diameter pembuluh dan lebar saluran.



I.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk :

1. Mengevaluasi unjuk kerja dari penukar kalor Woven Matrix.
2. Menentukan hubungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas sebagai fungsi dari rasio antara lebar saluran dengan diameter pembuluh dan bilangan Rayleigh dengan menggunakan analisa tanpa dimensi.

I.5 Manfaat Penelitian

Manfaat yang diharapkan dari penelitian ini adalah :

1. Sebagai masukan dalam usaha peningkatan unjuk kerja dari penukar kalor jenis Woven Matrix.
2. Menambah wawasan keilmuan bidang perpindahan panas umumnya dan penukar kalor khususnya.

I.6 Metode Penelitian

Untuk mempermudah dalam analisa hasil-hasil penelitian eksperimental maka disusun aktivitas-aktivitas berikut :

☐ *Studi literatur*

Permasalahan yang akan timbul dalam penelitian ini dapat dikaji dengan memahami dan mempelajari pustaka tentang perpindahan panas, termodinamika, mekanika fluida maupun referensi lain yang dianggap dapat memberikan solusi dalam penelitian ini disamping sebagai sumber data sekunder.



□ *Pembuatan Alat*

Untuk menindaklanjuti tahapan diatas, maka dirancang dan dibuat alat uji sebagai gambaran fisik sekaligus sebagai sumber data primer yang akan dikaji dalam penelitian ini. Dalam hal ini penulis hanya membuat penukar panas sesuai dengan rancangan.

□ *Analisa Hasil Pengujian*

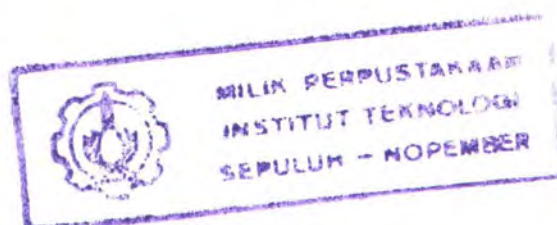
Setelah dilakukan percobaan terhadap alat uji tersebut, maka dilakukan pengambilan data primer yang kemudian dikaji dalam perhitungan untuk mendapatkan karakteristik penukar panas tersebut dan membuat kesimpulan dari hasil penelitian ini.

1.7 Sistematika Penulisan

Agar memudahkan pemahaman, maka tugas akhir ini perlu diuraikan menjadi beberapa bab yang secara singkat dapat dijelaskan sebagai berikut :

Bab I Pendahuluan

Dalam bab ini dijelaskan latar belakang masalah beserta permasalahan yang ada dan tujuan penelitian yang akan dicapai, kemudian beberapa batasan masalah yang diambil, metoda penelitian dan sistematika penulisan tugas akhir ini.





Bab II Dasar Teori

Bab ini membahas tentang teori dasar yang berhubungan dengan permasalahan dalam tugas akhir ini, antara lain mengenai penukar panas *woven matrix*, mekanisme perpindahan panas dan konveksi bebas.

Bab III Metodologi Penelitian

Dalam bab ini akan dibahas metoda dan langkah yang digunakan dalam penyusunan tugas akhir ini serta dalam merancang pembuatan alat uji dan juga penjelasan singkat mengenai alat uji dan analisa dimensional.

Bab IV Diskusi

Bab ini akan mendiskusikan hasil eksperimen dan data primer yang dikaji dalam bentuk perhitungan. Kemudian hasilnya diekspresikan dalam bentuk grafik agar memudahkan dalam analisa.

Bab V Penutup

Bab ini berisi kesimpulan dari hasil perhitungan dan analisa, serta memuat saran-saran bagi penyempurnaan untuk menindaklanjuti tugas akhir ini.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Penelitian Terdahulu

Penukar kalor adalah alat yang digunakan untuk memindahkan energi berupa panas dari dari dua atau lebih aliran fluida yang berbeda suhu. Salah satu jenis dari penukar kalor ini adalah jenis penukar kalor pembuluh dan kawat (wire and tube heat exchanger) dengan kawat yang berfungsi sebagai perluasan permukaan perpindahan panas.

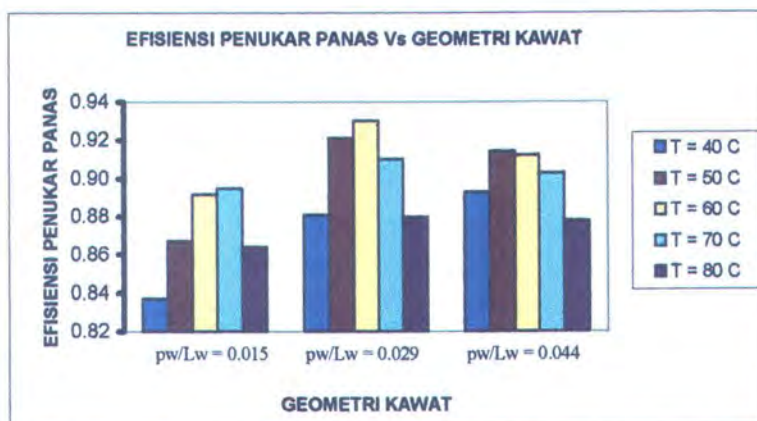
Salah satu varian dari penukar kalor jenis pembuluh dan kawat adalah *Woven Matrix Heat Exchanger* dimana penukar kalor ini terdiri dari pembuluh horizontal yang dibuat berlekuk-lekuk (coil) dalam susunan vertikal dengan kawat yang teranyam melekat pada kedua sisi pembuluhnya dalam arah normal.

Penelitian tentang penukar kalor jenis pembuluh dan kawat pertama kali dilakukan oleh *Witzell* dan *Fontaine* yang menyelidiki tentang perpindahan panasnya. Penelitian serupa juga dilakukan oleh *Cyphers et.al* (1959), *Witzell et.al* (1959), *Collicott et.al* (1963) serta *Cavallini* dan *Trapanese* (1970). Penelitian berikutnya dilakukan oleh *Tanda* dan *Tagliafico* (1997). Melalui penelitiannya diperoleh hubungan antara koefisien konveksi perpindahan panas sebagai fungsi geometri dan beberapa parameter kerja seperti suhu input dan suhu output.

Penelitian lain yang hampir sama dilakukan oleh *Hoke, Clausing* dan *Swofford* (1997). Hal yang membedakan penelitian ini dengan penelitian yang



dilakukan oleh Tanda dan Tagliafico adalah dalam hal jenis perpindahan panas yang terjadi. Pada penelitian ini digunakan perpindahan panas konveksi paksa dengan bantuan *wind tunnel*.



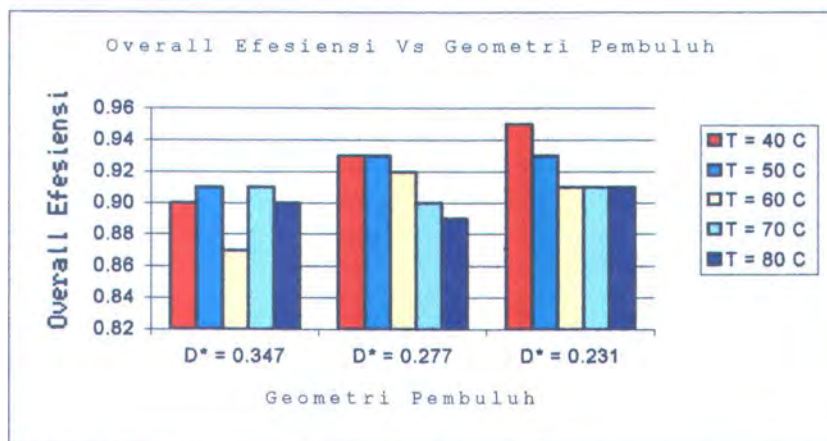
Gambar 2.1 Grafik Pengaruh Geometri Kawat terhadap Overall Efficiency

Mengacu pada penelitian-penelitian yang telah dilakukan, muncul beberapa penelitian baru tentang penukar kalor pembuluh dan kawat. Haris Susilo (2001) menekankan pada penggunaan penukar kalor dengan beberapa desain yang berbeda-beda, yaitu penukar kalor tanpa fin, penukar kalor pembuluh kawat standar dan penukar kalor woven matrix. Dari penelitian ini ternyata penukar kalor woven matrix memiliki unjuk kerja yang lebih baik dibanding kedua desain lainnya. Sedangkan, I Made Arsana meneliti tipe penukar kalor pembuluh kawat standar (seperti yang terdapat pada lemari es) dengan melakukan beberapa perubahan pada jarak spasi sirip ($pw/lw = 0,015$; $pw/lw = 0,029$ dan $pw/lw = 0,044$). Dari penelitian yang dilakukan diketahui jarak fin yang paling baik untuk mendapat nilai unjuk kerja penukar kalor yang optimum.

Ahmad Sholichin (2002), melakukan penelitian yang menitikberatkan pada pengaruh rasio diameter kawat – diameter pembuluh terhadap unjuk kerja penukar



kalor *Single Side Woven Matrix*. Hasil yang diperoleh dari penelitian ini adalah untuk penukar kalor dengan rasio diameter kawat-diameter pembuluh yang terkecil pada dasarnya memiliki overall efficiency terbaik pada setiap variasi suhu (Gambar 2.2). Sedangkan Risang Raheditya (2003), melakukan penelitian yang hampir sama dimana digunakan penukar kalor *Double Side Woven Matrix Heat Exchanger*. Hasil yang didapat menunjukkan bahwa terjadi peningkatan unjuk kerja dari penukar kalor Double Side Woven Matrix dibandingkan dengan penukar kalor Single Side Woven Matrix sebagai akibat dari penambahan luasan perpindahan panas.



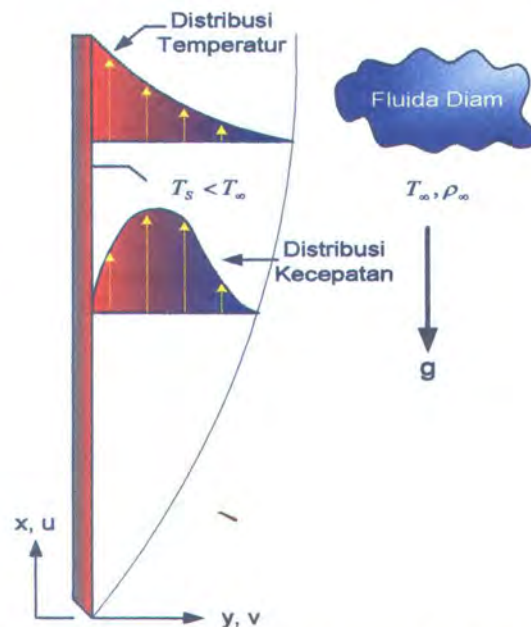
Gambar 2.2 Grafik Pengaruh Geometri Pembuluh terhadap Overall Efficiency

Dari penelitian-penelitian diatas dapat dilihat bahwa secara umum para peneliti menyelidiki hubungan perpindahan panas dalam bentuk persamaan empiris untuk mendapatkan bilangan Nusselt rerata yang selanjutnya dipakai untuk mengevaluasi harga koefisien perpindahan panas konveksi (h).



II.2 Perpindahan Panas konveksi Bebas (Free Convection)

Konveksi bebas adalah salah satu mekanisme dari perpindahan panas konveksi yang terjadi secara alami. Penyebab dari pergerakan fluida ini adalah gaya apung (*buoyancy force*) yang merupakan kombinasi dari adanya perbedaan massa jenis dan gaya badan (*body force*). Perbedaan massa jenis dari fluida ini disebabkan karena adanya perbedaan suhu. Sedangkan gaya badan merupakan gaya gravitasi yang bekerja pada fluida.



Gambar 2.1 Lapisan batas pada plat vertikal yang dipanaskan

Contoh sederhana dari perpindahan panas konveksi bebas adalah perpindahan panas pada plat vertikal yang dipanaskan (gambar 2.1). Gaya apung (*buoyancy force*) menyebabkan fluida yang memiliki suhu yang lebih tinggi naik ke atas dan digantikan oleh fluida bersuhu lebih rendah yang berasal dari daerah quiescent. Untuk distribusi kecepatannya, fluida pada permukaan plat ($y = 0$) memiliki kecepatan nol sebagai akibat dari gaya gesek antara fluida dengan permukaan plat



vertikal. Sedangkan untuk jarak yang tak terhingga ($y \rightarrow \infty$) dan diluar area lapisan batas, juga memiliki kecepatan nol karena sudah tidak terpengaruh gaya apung (buoyancy force) yang terjadi.

Bilangan tanpa dimensi yang menyatakan konveksi bebas adalah *Bilangan Grashof* yang merupakan rasio antara gaya apung (buoyancy) dengan gaya viscous yang bekerja pada fluida. Bilangan Grashof ini memiliki peranan yang sama dengan bilangan Reynold pada konveksi paksa. Semakin besar bilangan Grashof maka efek konveksi bebas semakin besar. Dari persamaan momentum, bilangan Grashof dapat diturunkan sebagai berikut :

Persamaan momentum kearah sumbu x :

$$\rho \left(u \frac{\partial u}{\partial y} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = \frac{\partial}{\partial x} (\sigma_{xx} - p) + \frac{\partial}{\partial y} (\tau_{yx}) + X \dots\dots\dots (2.1)$$

dimana :

$$\sigma_{xx} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial x} - \frac{2}{3}\mu \left(\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} \right) \dots\dots\dots (2.2)$$

$$\tau_{yx} = \tau_{xy} = \mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \dots\dots\dots (2.3)$$

$$X = \text{gaya bodi} = -\rho g \dots\dots\dots (2.4)$$

karena $u \gg v$, maka $\frac{\partial u}{\partial y} \gg \frac{\partial u}{\partial x}; \frac{\partial v}{\partial x}; \frac{\partial v}{\partial y}$

Jadi persamaan (2.2) dan (2.3) menjadi :

(a). $\sigma_{xx} = 0$ (diabaikan).

(b). $\tau_{yx} \approx \mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} \right)$



maka persamaan momentum arah x menjadi :

$$\rho \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) - \rho g \quad \dots\dots\dots (2.5)$$

untuk μ konstan, maka :

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} - g + v \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad \dots\dots\dots (2.6)$$

Syarat Batas :

Pada sebarang titik di sepanjang lapisan batas berlaku :

$$u = v = 0$$

$$\left. \frac{\partial p}{\partial x} \right|_{bl} = \left. \frac{\partial p}{\partial x} \right|_{qr}$$

bl = boundary layer dan qr = quiescent region

Dengan memasukkan pada persamaan (2.6) dengan $\rho = \rho_\infty$, menjadi :

$$0 + 0 = - \frac{1}{\rho_\infty} \frac{\partial p}{\partial x} - g + 0$$
$$\frac{\partial p}{\partial x} = - g \rho_\infty \quad \dots\dots\dots (2.7)$$

Substitusi persamaan (2.7) pada persamaan (2.6), maka persamaan lapisan batas menjadi :

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = - \frac{1}{\rho} (-g \rho_\infty) - g + v \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}$$
$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = \frac{g}{\rho} (\rho_\infty - \rho) + v \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad \dots\dots\dots (2.8)$$



dimana :

$$\frac{g}{\rho}(\rho_{\infty} - \rho) = \text{gaya apung}$$

Jika $\beta = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p$ disebut sebagai koefisien ekspansi volumetris panas

maka :

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \approx -\frac{1}{\rho} \frac{\rho_{\infty} - \rho}{T_{\infty} - T}$$

sehingga,

$$(\rho_{\infty} - \rho) \approx \rho \beta (T - T_{\infty}) \quad (2.9)$$

Persamaan (2.9) disubstitusikan ke persamaan (2.8), akhirnya :

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = g \beta (T - T_{\infty}) + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (2.10)$$

Diberikan parameter tak berdimensi :

$$u^* = \frac{u}{u_o}; \quad v^* = \frac{v}{v_o}; \quad T^* = \frac{T - T_{\infty}}{T_s - T_{\infty}}$$

dengan :

L = panjang karakteristik

u_o = kecepatan acuan sebarang

Dari persamaan (2.10) menjadi :

$$u^* \frac{\partial u^*}{\partial x^*} + v^* \frac{\partial u^*}{\partial y^*} = \frac{g \beta (T_s - T_{\infty}) L}{u_o^2} T^* + \frac{\nu}{u_o L} \frac{\partial^2 u^*}{\partial y^{*2}} \quad (2.11)$$



sehingga persamaan momentum ke arah sumbu x menjadi :

$$u^* \frac{\partial u^*}{\partial x^*} + v^* \frac{\partial u^*}{\partial y^*} = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L}{u_o^2} T^* + \frac{1}{Re_L} \frac{\partial^2 u^*}{\partial y^{*2}} \dots\dots\dots (2.12)$$

Parameter tanpa dimensi pada suku pertama sisi kanan persamaan 2.12 menunjukkan pengaruh dari gaya apung (buoyancy force) yang terjadi. Karena persamaan ini dinyatakan pada referensi kecepatan u_o yang tidak diketahui maka persamaan ini tidak memiliki arti. Dengan mengalikan dengan pangkat dua dari bilangan Reynold ($Re_L = u_o L / \nu$), persamaan ini menjadi :

$$\frac{g\beta(T_s - T_\infty)L}{u_o^2} \left(\frac{u_o L}{\nu} \right)^2 = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu^2} = Gr_L \dots\dots\dots (2.13)$$

dengan :

Gr_L = bilangan Grashof (tanpa dimensi)

g = gravitasi bumi = 9.81 m/s^2

L = panjang karakteristik (m)

β = koefisien ekspansi volumetris panas (K^{-1} , untuk gas ideal $\beta = 1/T$)

ν = viskositas kinematik fluida (m^2/s).

T_s = suhu permukaan ($^{\circ}C$).

T_∞ = suhu fluida dekat permukaan ($^{\circ}C$)

Dari persamaan 2.12 juga dapat diketahui bahwa suku pertama ruas kanan menyatakan pengaruh dari gaya apung yang menunjukkan besarnya konveksi bebas yang terjadi. Sedangkan pada suku yang kedua, terdapat bilangan Reynold yang menunjukkan besarnya konveksi paksa yang terjadi. Secara umum, untuk mengetahui apakah perpindahan panas berlangsung secara konveksi bebas,



konveksi paksa ataupun campuran antara keduanya, dapat ditentukan berdasarkan perbandingan antara *bilangan Grashof* dengan pangkat dua dari *bilangan Reynold*. Apabila $(Gr_L/Re_L^2) \ll 1$, efek konveksi bebas dapat diabaikan. Apabila $(Gr_L/Re_L^2) \gg 1$, efek konveksi paksa dapat diabaikan. Sedangkan apabila $(Gr_L/Re_L^2) \approx 1$, terjadi efek gabungan dari konveksi bebas dengan konveksi paksa (*mixed convection*).

Aliran fluida pada konveksi bebas pada dasarnya disebabkan karena adanya instabilitas termal dimana transisi lapisan batas antara aliran laminar dan turbulen tergantung pada besarnya buoyancy dan viscous force pada fluida. Untuk mengetahui kondisi laminar atau turbulen dari aliran konveksi bebas, perlu diketahui bilangan Rayleigh yang merupakan hasil kali dari bilangan Grashof dan bilangan Prandl. Untuk plat vertikal, batasan bilangan Rayleigh adalah :

$$Ra = Gr.Pr = \frac{g \cdot \beta (T_s - T_\infty) \cdot L w^3}{\nu \alpha} \approx 10^9 \quad \dots\dots\dots (2.14)$$

Sedangkan bilangan Prandl menyatakan rasio antara difusifitas molekuler dari momentum dengan difusifitas molekuler dari panas. Secara matematis dapat dirumuskan :

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu \cdot c_p}{k} \quad \dots\dots\dots (2.15)$$

dengan :

c_p = panas spesifik dari fluida (J/kg K).

μ = viskositas fluida (N.s/m²)

k = konduktivitas fluida (W/m K).

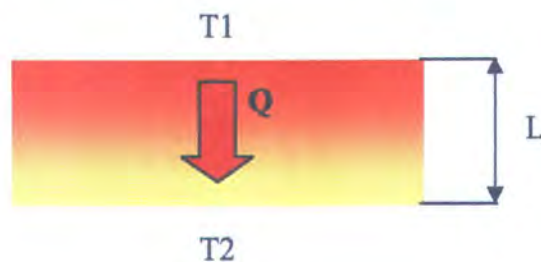


Panas akan berdifusi secara cepat untuk fluida dengan $Pr \ll 1$ (pada liquid metal) dan berlaku sebaliknya untuk fluida dengan $Pr \gg 1$ (pada oli).

Bilangan tak berdimensi lainnya yang sering dipakai dalam analisa pada perpindahan panas konveksi bebas adalah bilangan Nusselt. Secara fisik, arti dari bilangan Nusselt dapat digambarkan sebagai berikut :

Untuk tebal lapisan fluida L dan beda suhu ΔT , perpindahan panas yang terjadi :

1. secara konveksi jika fluida bergerak, dengan $q'' = h \cdot \Delta T$
2. secara konduksi jika fluida diam, dengan $q'' = k \cdot (\Delta T / L)$



Perbandingan antara fluks panas secara konveksi dengan fluks panas secara konduksi dapat dinyatakan :

$$\frac{q''_{CONV.}}{q''_{COND.}} = \frac{h \cdot \Delta T}{k \cdot (\Delta T / L)} = \frac{h \cdot L}{k} = Nu \dots \dots \dots (2.16)$$

Sehingga bilangan Nusselt merupakan peningkatan perbaikan dari perpindahan panas melalui lapisan fluida sebagai hasil dari perpindahan panas secara konveksi relatif terhadap konduksi pada lapisan fluida yang sama. Untuk $Nu = 1$, perpindahan panas hanya terjadi secara konduksi (pure conduction).

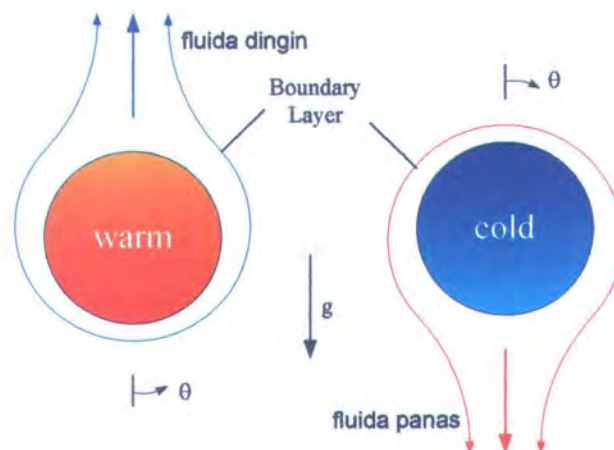
Langkah terpenting dalam analisa perpindahan panas secara konveksi adalah penentuan besarnya bilangan Nusselt. Setelah bilangan Nusselt diketahui, maka koefisien perpindahan panas konveksi dapat diketahui pula. Secara umum,



persamaan empiris yang dihasilkan dari penelitian merupakan persamaan untuk mengetahui besar bilangan Nusselt dimana tidak secara langsung menunjukkan besarnya koefisien konveksi.

II.2.1 Konveksi Bebas Pada Silinder

Pada silinder yang diletakkan secara horizontal, aliran konveksi bebasnya hampir sama dengan aliran pada permukaan vertikal. Boundary layer mulai terbentuk pada titik stagnasi, $\theta = 0^\circ$ dan berkembang sampai pada titik stagnasi belakang, $\theta = 180^\circ$. Lokasi titik separasi boundary layer merupakan fungsi dari bilangan Rayleigh berdasarkan diameter silinder (Ra_D).

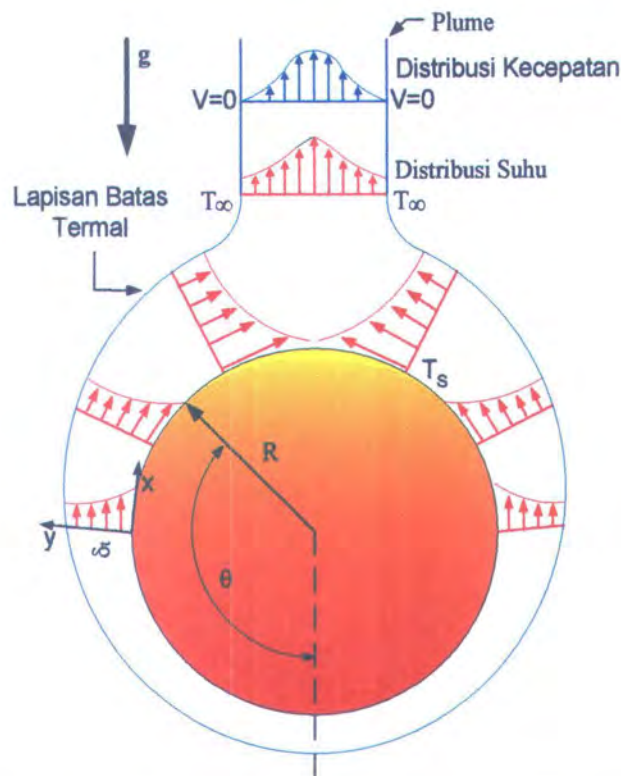


Gambar 2.2 Lapisan batas pada silinder horizontal

Separasi dari boundary layer membentuk suatu plume yang menuju ke atas dan kebawah untuk silinder yang dipanaskan dan didinginkan. Apabila Ra_D besar, boundary layer akan mengalami transisi menjadi turbulen. Sedangkan bilangan Nusselt, merupakan fungsi dari karakteristik boundary layer yang bervariasi terhadap posisi sepanjang permukaan silinder.



Sedangkan lapisan batas termal yang terbentuk pada silinder horizontal yang dipanaskan dapat digambarkan sebagai berikut :



Gambar 2.3 Lapisan batas termal silinder horizontal

Untuk silinder yang diletakkan secara vertikal, pada kondisi tebal lapisan batas yang terbentuk sangat kecil bila dibandingkan dengan diameter silinder, dapat diberlakukan seperti pada plat vertikal. Adapun batasannya adalah:

$$\frac{D}{L} > \frac{35}{Gr_L^{1/4}} \dots\dots\dots (2.17)$$

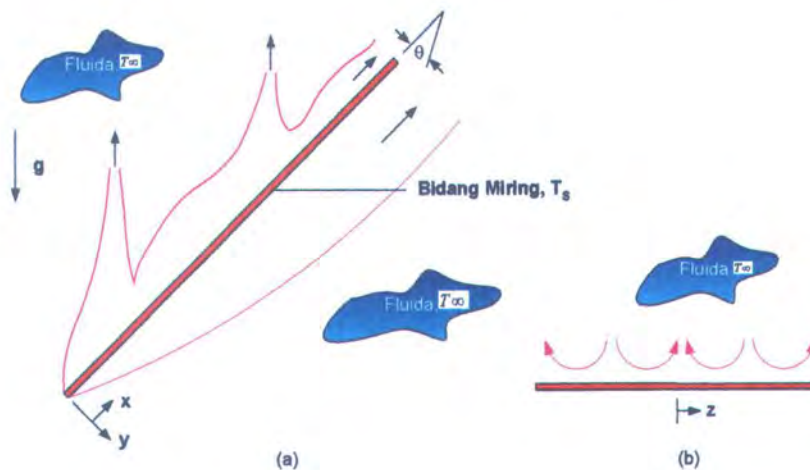
dimana D/L adalah rasio antara diameter dan panjang silinder.

Pada silinder dengan diameter kecil dimana tebal lapisan batas yang terbentuk lebih besar dari diameternya, analisisnya hanya dapat dilakukan berdasarkan perumusan empirik hasil penelitian.



II.2.2 Konveksi Bebas Pada Bidang Miring

Pada bidang miring, sebagai contoh pada plat miring, buoyancy force/gaya apung yang terjadi memiliki komponen gaya ke arah normal selain gaya ke arah parallel terhadap permukaan plat. Dengan adanya pengurangan gaya apung ke arah parallel terhadap permukaan, terjadi pengurangan kecepatan fluida sepanjang plat yang disertai dengan menurunnya perpindahan panas secara konveksi.



Gambar 2.4 Lapisan batas yang terbentuk pada bidang miring

Seperti pada gambar 2.6(a), pada kasus plat miring dengan suhu permukaan lebih tinggi dari suhu udara sekitar, komponen ke arah y (normal terhadap permukaan plat) dari gaya apung akan mengakibatkan terjadinya lapisan batas yang mengalir ke atas sepanjang permukaan bagian bawah plat. Semenjak komponen percepatan gravitasi (g) berkurang menjadi $g \cos \theta$, kecepatan fluida yang mengalir berkurang yang kemungkinan disertai dengan penurunan perpindahan panas konveksi pada permukaan bagian bawah plat. Akan tetapi pada permukaan bagian atas plat, komponen gaya apung ke arah y bereaksi menggerakkan fluida dari permukaan plat, sehingga lapisan batas akan terganggu



oleh pelepasan bagian-bagian dari fluida panas dari permukaan atas plat. Aliran yang terjadi adalah tiga dimensi. Seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.6(b), searah sumbu z , fluida panas dilepas dari bagian atas permukaan plat secara terus-menerus akan diganti dengan fluida yang lebih dingin yang berasal dari udara sekitar. Pergantian dari lapisan batas fluida panas oleh fluida sekitar yang lebih dingin dan diikuti dengan pengurangan dari tebal lapisan batas akan mengakibatkan peningkatan perpindahan panas konveksi pada permukaan bagian bawah.

Pada kenyataannya, peningkatan perpindahan panas sebagai akibat dari aliran tiga dimensi pada dasarnya melebihi dari pengurangan yang disebabkan karena berkurangnya komponen x dari g sehingga kombinasi dari kedua efek itu adalah meningkatkan perpindahan panas pada bagian atas permukaan plat. Untuk kasus suhu permukaan plat lebih rendah dari suhu udara sekitar, akan terjadi sebaliknya, aliran tiga dimensi terjadi pada permukaan plat bagian bawah dimana dari permukaan itu terjadi pelepasan bagian-bagian dari fluida dingin.

II.2.3 Efek Cerobong

Efek cerobong yang terjadi secara alami merupakan suatu fenomena yang timbul sebagai akibat dari adanya gaya apung/buoyancy force. Efek cerobong dapat didefinisikan sebagai peristiwa mengalirnya fluida dari bawah menuju ke atas dalam suatu saluran yang disebabkan oleh perbedaan densitas antara fluida yang berada di bawah dengan di atas saluran. Apabila ditinjau dari sebuah saluran, terjadinya efek cerobong disebabkan karena adanya perbedaan suhu antara



didalam saluran dengan suhu di luar saluran. Sebagai akibat dari perbedaan suhu, suhu fluida di dalam dan di luar saluran akan berbeda yang akan menyebabkan perbedaan massa jenis fluida di dalam dan di luar saluran. Dengan adanya perbedaan massa jenis, terjadi gaya apung dimana udara di dalam saluran yang massa jenisnya lebih rendah akan naik ke atas dan akan diganti dengan udara dari luar saluran bagian bawah yang massa jenisnya lebih besar. Dengan kata lain, terjadi pergerakan dari fluida yang melewati saluran/cerobong tersebut.

Ketika suhu udara didalam saluran vertikal/cerobong lebih tinggi dibandingkan dengan suhu udara sekitar, efek cerobong menghasilkan negative inside pressure pada bagian bawah cerobong dan positive inside pressure pada bagian atas cerobong. Sehingga aliran udara masuk dari bawah dan keluar dari atas cerobong. Hal ini akan berlaku sebaliknya jika suhu udara di dalam saluran/cerobong lebih rendah dibandingkan dengan suhu udara sekitar.

Dalam aplikasi pada Refrigerasi dan Pengkondisian Udara, efek cerobong ini merupakan salah satu dari *Natural Ventilation* yang melalui peristiwa *Infiltration*. ASHRAE memberikan pedoman dalam menghitung debit udara yang masuk melalui cerobong sebagai berikut :

$$\dot{Q}_U = 0.172 A_c \sqrt{H(T_{uc} - T_{\infty})} \dots\dots\dots (2.18)$$

dimana

\dot{Q}_U : debit udara masuk (m^3/s)

A_c : luas permukaan masuk cerobong (m^2)

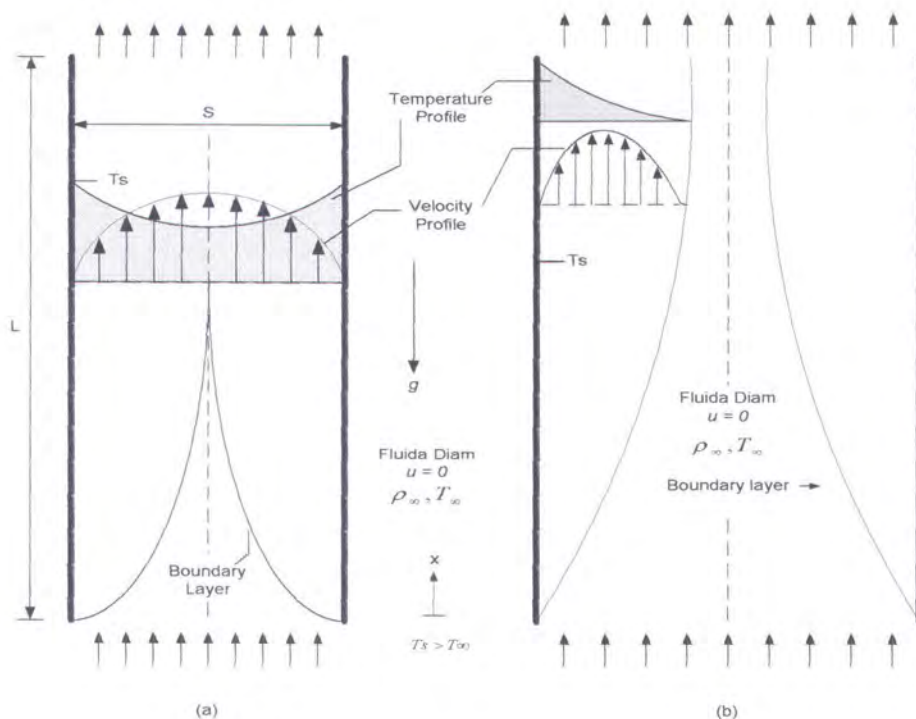
H : tinggi cerobong (m)



T_{uc} : suhu udara di dalam cerobong ($^{\circ}\text{C}$)

T_{∞} : suhu udara di luar cerobong ($^{\circ}\text{C}$)

Sedangkan untuk *kecepatan aliran udaranya*, dapat dicari dengan membagi debit aliran dengan luasan masuk/keluar cerobong.



Gambar 2.5 Gambar lapisan batas termal dan lapisan batas kecepatan pada saluran vertikal

Pada saluran vertikal/cerobong ini terdapat dua besaran panjang: tinggi saluran L dan lebar saluran S . Untuk S/L besar (gambar 2.7 b), boundary layer yang terbentuk di kedua plat akan berkembang tanpa terjadi interaksi diantara keduanya. Untuk S/L kecil (gambar 2.7 a), boundary layer yang terbentuk di kedua sisi dalam saluran pada suatu saat akan bertemu sehingga akan terbentuk



suatu aliran yang terkembang penuh (*fully developed flow*). Semakin kecil S/L , semakin cepat terbentuk aliran yang terkembang penuh.

Untuk saluran vertikal dengan kondisi permukaan Isotermal dan isoflux, berdasarkan penelitian Bar-Cohen dan Rohsenow diperoleh hubungan sebagai berikut:

$$\overline{Nu}_s = \left[\frac{C_1}{(Ra_s S/L)^2} + \frac{C_2}{(Ra_s S/L)^{1/2}} \right]^{-1/2} \dots\dots\dots (2.19)$$

$$Nu_{s,L} = \left[\frac{C_1}{Ra_s * S/L} + \frac{C_2}{(Ra_s * S/L)^{2/5}} \right]^{-1/2} \dots\dots\dots (2.20)$$

dimana C_1 dan C_2 dapat dilihat pada tabel dibawah ini sesuai dengan kondisi termal permukaannya. Untuk setiap kondisi, didapatkan bahwa untuk kondisi aliran terkembang penuh dan isolated plate limit didapatkan Ra_s (atau Ra_s^*)(S/L) ≤ 10 dan Ra_s (atau Ra_s^*)(S/L) ≥ 100 .

Surface Condition	C_1	C_2	S_{opt}	S_{max}/S_{opt}
Symetric isothermal plate	567	2.87	$2.71(Ra_s/S^3L)^{-1/4}$	1.71
Symetric isoflux plate	48	2.51	$2.12(Ra_s^*/S^4L)^{-1/5}$	4.77
Isotermal/adiabatic plate	144	2.87	$2.15(Ra_s/S^3L)^{-1/4}$	1.71
Isoflux/adiabatic plate	24	2.51	$1.69(Ra_s^*/S^4L)^{-1/5}$	4.77

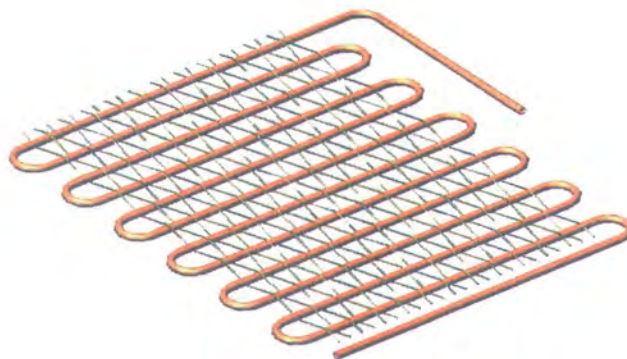
Berdasarkan hubungan-hubungan yang didapatkan sebelumnya, Bar-Cohen dan Rohsenow menggunakannya untuk mengambil suatu kesimpulan tentang jarak spasi plat S_{opt} dan S_{max} . Meskipun perpindahan panas di setiap plat berkurang dengan berkurangnya S (jarak antar plat), jumlah dari plat yang dapat ditempatkan pada suatu volume meningkat. S_{opt} didefinisikan sebagai jarak spasi



yang menghasilkan maximum volumetric heat dissipation per unit perbedaan suhu ($T_{S,L}-T_{\infty}$) dari susunan plat. Sedangkan untuk memaksimalkan perpindahan panas pada setiap plat, S_{\max} harus memiliki lebar yang cukup. S_{\max} didefinisikan sebagai jarak spasi minimum yang dibutuhkan untuk menghindari bergabungnya boundary layer yang terbentuk di kedua sisi plat sehingga kondisi isolated plate limit tetap berlaku.

II.3 Penukar Kalor Woven Matrix

Penukar Kalor (*heat exchanger*) merupakan peralatan yang digunakan untuk memindahkan energi berupa panas antara dua atau lebih fluida yang berbeda suhu. Jenis dan ukuran dari *heat exchanger* ini sangat bervariasi tergantung dari kebutuhan. Salah satu jenis dari penukar kalor ini adalah *woven matrix heat exchanger*.



Gambar 2.6 Penukar Kalor *Woven Matrix*

Woven matrix heat exchanger merupakan varian dari penukar kalor jenis pembuluh dan kawat (*wire and tube heat exchanger*). Penukar kalor ini terdiri dari tube horizontal yang dibuat berlekuk-lekuk (coil) dalam susunan vertikal dengan kawat yang teranyam melekat pada kedua sisi tube dalam arah normal.



II.3.1 Laju Perpindahan Panas Penukar Kalor Woven Matrix

Pada saat fluida panas bersirkulasi di dalam tube (pembuluh), terjadi perpindahan panas antara fluida dan lingkungan luar. Panas dipindahkan dari dinding pembuluh ke lingkungan luar dengan cara konveksi bebas dan radiasi. Laju perpindahan panas total (q_{tot}) dari dinding luar penukar panas ke lingkungan luar dapat dinyatakan sebagai :

$$q_{tot} = q_c + q_r \quad \dots\dots\dots (2.21)$$

dengan : q_{tot} = laju perpindahan panas total

q_c = laju perpindahan panas konveksi

q_r = laju perpindahan panas radiasi

Karena pada kasus ini penukar panas diaplikasikan pada suhu yang relatif rendah maka efek radiasi kecil dan dapat diabaikan. Akibatnya, laju perpindahan panas total sama dengan laju perpindahan panas konveksi yang terjadi dan dapat dinyatakan sebagai:

$$q_c = \bar{h} \cdot A_{tot} (\bar{T}_{ex} - T_{\infty}) \quad \dots\dots\dots (2.22)$$

dengan:

\bar{h} = koefisien perpindahan panas konveksi rerata.

A_{tot} = luasan total permukaan perpindahan panas.

T_{∞} = suhu udara sekitar.

\bar{T}_{ex} = suhu rerata permukaan luar penukar panas.



Karena suhu permukaan luar pembuluh bervariasi dari satu titik ke titik ukur lainnya, maka perlu ditaksir harga rerata suhu permukaan luar berdasarkan luas permukaan.

$$\bar{T}_{ex} = (A_t \cdot \bar{T}_t + A_w \cdot \bar{T}_w) / A_{tot} \quad \dots\dots\dots (2.23)$$

dengan:

\bar{T}_t = suhu permukaan luar pembuluh rata-rata.

\bar{T}_w = suhu permukaan luar kawat rata-rata.

A_w = luas permukaan perpindahan panas kawat.

A_t = luas permukaan perpindahan panas pembuluh.

Secara umum (aktual), sebuah penukar kalor yang menggunakan sirip tidak mungkin berefisiensi 100 %. Efisiensi sirip didefinisikan sebagai perbandingan antara laju perpindahan panas oleh sirip dengan laju perpindahan panas maksimum yang dapat terjadi pada sirip. Laju perpindahan panas maksimum terjadi jika seluruh permukaan sirip berada pada suhu yang sama dengan suhu dasar sirip. Secara umum dirumuskan sebagai berikut :

$$\eta_f = \frac{q_f}{q_{mak}} = \frac{h \cdot A_w (\bar{T}_w - T_\infty)}{h \cdot A_w (\bar{T}_t - T_\infty)} \quad \dots\dots\dots (2.24)$$

Jika efisiensi sirip dinyatakan dengan asumsi koefisien perpindahan panas seragam sepanjang permukaan penukar panas, maka didapatkan :

$$\eta_f = \frac{(\bar{T}_w - T_\infty)}{(\bar{T}_t - T_\infty)} \quad \dots\dots\dots (2.25)$$

Dari persamaan (2.25) dapat diketahui bahwa dengan mengasumsikan koefisien konveksi seragam sepanjang penukar kalor, efisiensi sirip semata-mata hanya dipengaruhi oleh suhu kawat rerata, suhu pembuluh rerata dan suhu dari udara didalam cerobong.



Dengan memasukkan persamaan (2.23) dan (2.25) ke dalam persamaan (2.22) maka laju perpindahan panas konveksi yang terjadi dinyatakan sebagai:

$$q_c = \bar{h} (\bar{T}_t - T_\infty)(A_t + \eta_f A_w) \quad \dots\dots\dots (2.26)$$

Bila ditinjau perpindahan kalor pada bagian dalam (*inner*) tube (pembuluh) dengan minyak sebagai fluida panas yang mengalir, didapatkan hubungan :

$$q_{tot} = \dot{m} \cdot C_{p,f} \cdot (T_{f,in} - T_{f,out}) \quad \dots\dots\dots (2.27)$$

dengan:

$$\dot{m} = \text{laju alir massa minyak panas} \left(\frac{kg}{s} \right)$$

$$C_{p,f} = \text{panas spesifik tekanan konstan} \left(\frac{J}{kg.K} \right).$$

$$T_{f,in} = \text{suhu minyak pada saluran masuk tube penukar kalor (K).}$$

$$T_{f,out} = \text{suhu minyak pada saluran keluar tube penukar kalor (K).}$$

Berdasarkan prinsip keseimbangan energi, dengan menggunakan persamaan (2.26) dan (2.27) di atas dapat dituliskan persamaan laju perpindahan panas konveksi dari permukaan luar penukar panas ke lingkungan sebagai :

$$q_c = \dot{m} \cdot C_{p,f} \cdot (T_{f,in} - T_{f,out}) = \bar{h} (\bar{T}_t - T_\infty)(A_t + \eta_f A_w) \quad \dots\dots\dots (2.28)$$

II.3.2 Efisiensi Overall Penukar Kalor Woven Matrix

Efisiensi penukar panas jenis pembuluh dan kawat, tidak lain adalah efisiensi permukaan menyeluruh dari susunan sirip (*array of fins*), yang



digunakan untuk mendefinisikan unjuk kerjanya. Efisiensi total permukaan yang bersirip (*overall surface efficiency*) diperoleh dengan menggabungkan bagian permukaan yang tidak bersirip (*unfinned area*) yang berefisiensi 100% dengan luas permukaan sirip-sirip yang berefisiensi η_f (Kreith, 1985). Secara umum dirumuskan sebagai berikut :

$$\eta_o = \frac{q_t}{q_{mak}} = \frac{q_t}{h \cdot A_{tot}(T_t - T_\infty)} \quad \dots\dots\dots (2.29)$$

Dimana q_t adalah laju perpindahan panas total dari luas permukaan perpindahan panas total (A_{tot}) yang meliputi luas permukaan perpindahan panas kawat/fin (A_w) dan luas permukaan perpindahan panas pembuluh/tanpa fin (A_t).

Laju perpindahan panas total dari permukaan penukar panas (permukaan dengan fin dan tanpa fin) adalah :

$$q_t = \eta_f h A_w (T_t - T_\infty) + h A_t (T_t - T_\infty) \quad \dots\dots\dots (2.30)$$

Jika koefisien perpindahan panas konveksi (h) diasumsikan seragam pada permukaan penukar panas, maka persamaan (2.30) menjadi :

$$q_t = \left(\eta_f \frac{A_w}{A_{tot}} + \frac{A_t}{A_{tot}} \right) h A_{tot} (T_t - T_\infty) \quad \dots\dots\dots (2.31)$$

Sedangkan laju perpindahan panas maksimum yang mungkin terjadi apabila seluruh permukaan perpindahan panas mempunyai suhu dasar (pembuluh/tube), yaitu :

$$q_{mak} = h A_{tot} (T_t - T_\infty) \quad \dots\dots\dots (2.32)$$

Bila persamaan (2.31) dan (2.32) disubstitusikan kepada persamaan (2.29) maka didapatkan persamaan efisiensi penukar panas (*overall surface efficiency*)



yang dapat dipergunakan untuk menghitung efisiensi penukar panas, yaitu sebagai berikut :

$$\eta_o = \eta_f \frac{A_w}{A_{tot}} + \frac{A_t}{A_{tot}} \quad \dots\dots\dots (2.33)$$

dimana :

η_f = efisiensi fin.

$$A_{tot} = A_w + A_t \quad \dots\dots\dots (2.34)$$

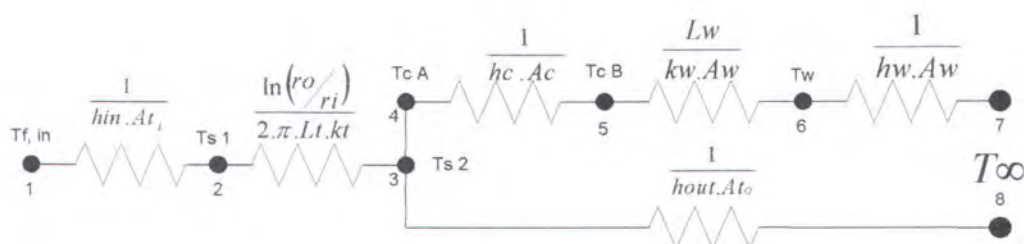
A_{tot} = luas permukaan perpindahan panas total.

A_w = luas permukaan perpindahan panas kawat/fin.

A_t = luas permukaan perpindahan panas tube (*unfinned surface*).

II.3.3 Mekanisme Perpindahan Panas Penukar Kalor Woven Matrix

Mekanisme perpindahan panas pada penukar kalor woven matrix secara umum terjadi secara konduksi, konveksi dan radiasi. Karena daerah operasi dari penukar kalor woven matrix ini pada suhu yang relatif rendah maka efek dari radiasi dapat diabaikan. Secara sederhana susunan dari tahanan termal proses perpindahan panas pada penukar kalor woven matrix dapat digambarkan sebagai berikut:



Gambar 2.7 Rangkaian tahanan termal penukar kalor *Woven Matrix*



Keterangan :

$T_{f,oil}$: suhu minyak	h_{oil} : koef. konveksi pada minyak
T_{s1} : suhu bagian dalam tube	h_c : koef. kontak
T_{s2} : suhu bagian luar tube	h_t : koef. konveksi pada tube
T_{cA} : suhu kontak A	h_w : koef. konveksi pada kawat/wire
T_{cB} : suhu kontak B	A_{t_i} : luas permukaan dalam tube
T_w : suhu kawat/wire	A_{t_o} : luas permukaan luar tube
T_{∞} : suhu udara luar	A_c : luas bidang kontak
k_t : konduktivitas termal tube	A_w : luas permukaan kawat/wire
k_w : konduktivitas termal kawat	r_o : radius luar tube
L_t : panjang tube	r_i : radius dalam tube
L_w : panjang kawat/wire	

II.3.3.1 Perpindahan Panas Konduksi Pada Pembuluh/Tube

Apabila terdapat perbedaan suhu antara permukaan bagian dalam dan permukaan bagian luar dari silinder berongga/pembuluh, maka akan terjadi perpindahan panas ke arah radial. Dalam hal ini, luas penampang yang tegak lurus berubah sebagai fungsi dari jari-jari pembuluh yang dapat dinyatakan :

$$A = 2.\pi.r.L$$

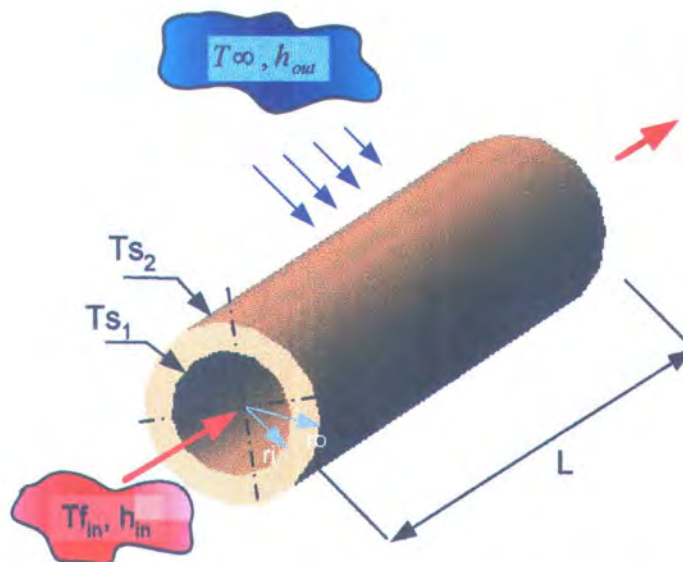
Sedangkan besarnya energi yang dipindahkan secara konduksi melalui permukaan silinder dapat dinyatakan :

$$q_r = -k.A.\frac{dT}{dr} = -k.(2.\pi.r.L).\frac{dT}{dr} \dots\dots\dots(2.35)$$



atau

$$q_r = \frac{2\pi L k (T_{s1} - T_{s2})}{\ln(r_2 / r_1)} \dots\dots\dots(2.36)$$



Gambar 2.8 Perpindahan panas konduksi pada silinder berongga

Adapun susunan tahanan termal yang terjadi pada silinder yang dialiri fluida panas didalamnya dapat dilihat pada gambar (2.9) dengan urutan 1-2-3-8.

II.3.3.2 Perpindahan Panas Konduksi Antara Pembuluh dan Kawat/Sirip

Bila pembuluh (A) dan kawat/sirip (B) dihubungkan seperti pada gambar (2.11) dengan asumsi sisi-sisi bidang kontak termal diisolasi dan dalam keadaan tunak maka fluks kalor yang melewati kedua bahan tersebut akan sama. Profil suhu kedua bahan itu adalah seperti yang ditunjukkan pada gambar (2.11.c). Penurunan suhu secara tiba-tiba pada bidang 2, yaitu bidang kontak antar kedua bahan (gambar 2.11.b.) terjadi karena tahanan kontak termal. Dengan menerapkan

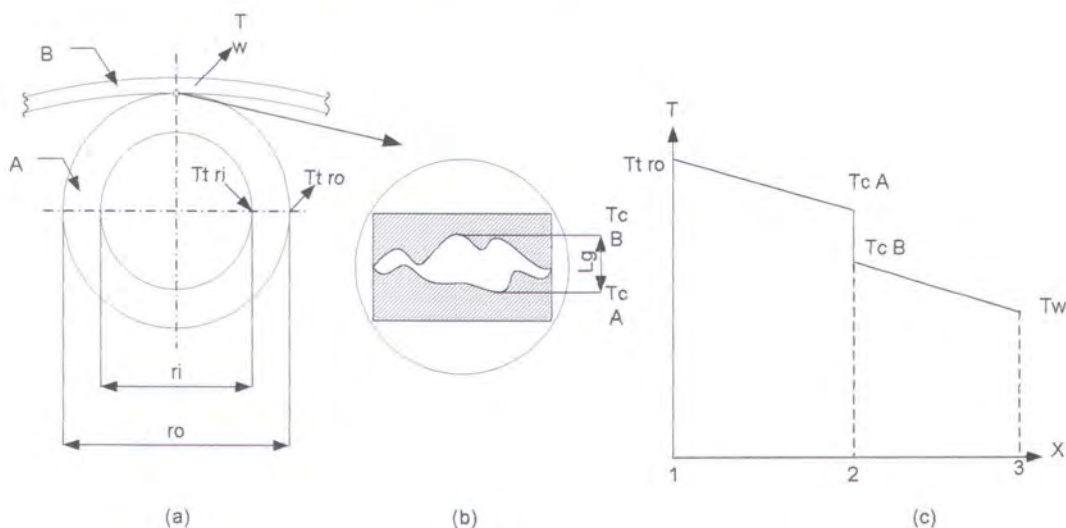


keseimbangan energi pada kedua bahan itu maka laju perpindahan panas yang terjadi adalah :

$$q = k_A \cdot A \cdot \frac{T_{t_{ro}} - T_{cA}}{X_A} = \frac{T_{cA} - T_{cB}}{1/h_C \cdot A} = k_B \cdot A \cdot \frac{T_{cB} - T_W}{X_B} \dots\dots\dots (2.37)$$

$$q = \frac{T_{t_{ro}} - T_W}{\frac{X_A}{k_A \cdot A} + \frac{1}{h_c \cdot A} + \frac{X_B}{k_B \cdot A}} \dots\dots\dots (2.38)$$

dimana : $1/h_c \cdot A$ = tahanan kontak termal



Gambar 2.9 Tahanan kontak pada sambungan pembuluh dan kawat/sirip

Sedangkan aliran kalor yang melintasi sambungan itu adalah:

$$q = \frac{T_{cA} - T_{cB}}{\frac{1}{L_g / 2 \cdot k_A \cdot A_c} + \frac{1}{L_g / 2 \cdot k_B \cdot A_c}} + k_f \cdot A_v \cdot \frac{T_{cA} - T_{cB}}{L_g} = \frac{T_{cA} - T_{cB}}{\frac{1}{h_c \cdot A}} \dots\dots\dots (2.39)$$

dengan :

A_c = luas bidang kontak

A_v = luas bidang lowong

A = luas penampang total batang



L_g = tebal ruang lowong

k_f = konduktivitas termal fluida yang mengisi ruang lowong

sehingga didapatkan koefisien kontak :

$$h_c = \frac{1}{L_g} \left(\frac{A_c \cdot 2 \cdot k_A \cdot k_B}{A(k_A + k_B)} + \frac{A_v}{A} k_f \right) \dots\dots\dots (2.40)$$

Dari model fisis diatas dapat ditarik kesimpulan :

1. Tahanan kontak akan menurun bila konduktivitas termal gas yang terkurung diperbesar.
2. Tahanan kontak akan menurun jika sambungan diperbesar sehingga akan memperluas bidang kontak antara kedua zat padat.

II.3.3.3 Perpindahan Panas Konveksi Pada Penukar Kalor Woven Matrix

Secara umum, perpindahan konveksi dapat didefinisikan sebagai proses perpindahan panas yang terjadi bila ada perbedaan suhu antara permukaan suatu benda padat dengan fluida yang bergerak melintas di atas permukaan tersebut. Perpindahan panas konveksi dinyatakan dengan hukum Pendinginan Newton melalui persamaan :

$$q_c = \bar{h} \cdot A \cdot (T_s - T_\infty) \dots\dots\dots (2.41)$$

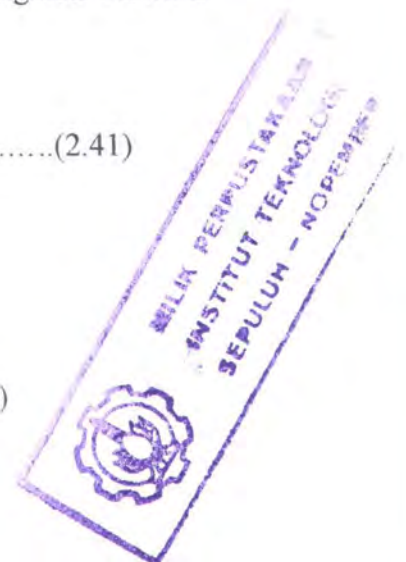
dengan :

q_c : laju perpindahan panas konveksi (W)

\bar{h} : koefisien perpindahan panas konveksi rerata ($W/m^2.K$)

T_s : suhu permukaan (K)

T_∞ : suhu fluida aliran bebas (K)





Dari rangkaian tahanan termal (gambar 2.9), terjadi perpindahan panas secara konveksi antara titik 1-2, titik 6-7 dan titik 3-8. Pada titik 1-2, terjadi perpindahan panas konveksi antara minyak dengan permukaan bagian dalam pembuluh dimana konveksi yang terjadi secara paksa karena minyak digerakkan oleh daya pompa. Pada titik 6-7, terjadi perpindahan panas konveksi antara permukaan kawat/sirip dengan udara sekeliling. Sedangkan pada titik 3-8, terjadi perpindahan panas konveksi antara permukaan pembuluh dengan udara sekeliling. Kedua perpindahan panas konveksi ini terjadi secara alami karena pergerakan dari udara di sekitar pembuluh dan kawat disebabkan karena gaya apung (*bouyancy force*), yang merupakan akibat dari perbedaan massa jenis udara yang dekat permukaan dengan udara yang letaknya jauh dari permukaan pembuluh dan kawat.



BAB III

METODOLOGI PENELITIAN



BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

III.1 Variabel Penelitian

Analisa tak berdimensi dilakukan untuk mengubah parameter berdimensi menjadi parameter tak berdimensi tanpa mengubah hubungan diantaranya, sehingga eksperimen yang dilakukan menjadi lebih sederhana dan cepat.

Pada Penukar kalor jenis Woven Matrix, parameter-parameter yang dianggap mempengaruhi harga koefisien perpindahan panas konveksi (h) antara lain :

No.	Parameter Bebas	Simbol	Satuan	Keterangan
1	Diameter Pembuluh (tube)	D_t	M	variasi
2	Diameter Kawat (wire)	D_w	M	konstan
3	Pitch/jarak pembuluh	P_t	M	konstan
4	Pitch/jarak kawat	P_w	M	konstan
5	Lebar Saluran/Cerobong	S	M	variasi
6	Beda temperatur	ΔT	K	
7	Gaya gravitasi	g	$m.s^{-2}$	
8	Koefisien ekspansi	β	K^{-1}	
9	Viskositas kinematis	ν	$m^{-2}.s$	
10	Diffusivitas termal	α	$m^{-2}.s$	
11	Densitas fluida	ρ	$kg.m^{-3}$	
12	Konduktivitas termal	k	$W.m^{-1}.K^{-1}$	

Dengan menggunakan *Buckingham pi theorem*, ditentukan grup tak berdimensi dengan menggunakan langkah-langkah sebagai berikut :



1. Menentukan parameter-parameter yang terlibat

$Dt, S, \Delta T, g, \beta, v, \alpha, \rho, k, h \rightarrow n = 10$ parameter

2. Menentukan dimensi utama

M, L, t, T

3. Mendiskripsikan dimensi dari parameter yang terlibat

Parameter	h	Dt	S	ΔT	g	β	v	α	ρ	k
Dimensi (M, L, T, t)	$M.t^{-3}.T^{-1}$	L	L	K	$L.t^{-2}$	T^{-1}	$L^2.t^{-1}$	$L^2.t^{-1}$	$M.L^{-3}$	$M.L.t^{-3}.T^{-1}$
Dimensi (F, L, T, t)	$F.L^{-1}.t^{-1}.T^{-1}$	L	L	K	$L.t^{-2}$	T^{-1}	$L^2.t^{-1}$	$L^2.t^{-1}$	$F.t^2.L^{-4}$	$F.t^{-1}.T^{-1}$

4. Menentukan parameter yang diulang

$S, k, g, \rho \rightarrow m = 4$ parameter

5. Jumlah grup tak berdimensi

$n - m = 10 - 4 = 6$ grup tak berdimensi

$$\diamond \Pi_1 = S^a.k^b.g^c.\rho^d.h$$

$$= \left[(L)^a (M.L.t^{-3}.T^{-1})^b (L.t^{-2})^c (M.L^{-3})^d (M.t^{-3}.T^{-1}) \right]$$

$$= M^0.L^0.t^0.T^0$$

$$M : b + d + 1 = 0 \quad a = 1$$

$$L : a + b + c - 3d = 0 \quad b = -1$$

$$t : -3b - 2c - 3 = 0 \quad c = 0$$

$$T : -b - 1 = 0 \quad d = 0$$

$$\text{sehingga } \Pi_1 = S^1.k^{-1}.g^0.\rho^0.h$$

$$= \frac{h.S}{k}$$



$$\diamond \Pi_2 = S^a \cdot k^b \cdot g^c \cdot \rho^d \cdot Dt$$

$$= \left[(L)^a (M \cdot L \cdot t^{-3} \cdot T^{-1})^b (L \cdot t^{-2})^c (M \cdot L^{-3})^d (L) \right]$$

$$= M^0 \cdot L^0 \cdot t^0 \cdot T^0$$

$$M : b + d = 0 \quad a = -1$$

$$L : a + b + c - 3d + 1 = 0 \quad b = 0$$

$$t : -3b - 2c = 0 \quad c = 0$$

$$T : -b = 0 \quad d = 0$$

$$\text{sehingga } \Pi_2 = S^{-1} \cdot k^0 \cdot g^0 \cdot \rho^0 \cdot Dt$$

$$= \frac{Dt}{S}$$

$$\diamond \Pi_3 = S^a \cdot k^b \cdot g^c \cdot \rho^d \cdot \Delta T$$

$$= \left[(L)^a (M \cdot L \cdot t^{-3} \cdot T^{-1})^b (L \cdot t^{-2})^c (M \cdot L^{-3})^d (T) \right]$$

$$= M^0 \cdot L^0 \cdot t^0 \cdot T^0$$

$$M : b + d = 0 \quad a = -\frac{5}{2}$$

$$L : a + b + c - 3d = 0 \quad b = 1$$

$$t : -3b - 2c = 0 \quad c = -\frac{3}{2}$$

$$T : -b + 1 = 0 \quad d = -1$$

$$\text{sehingga } \Pi_3 = S^{-5/2} \cdot k^1 \cdot g^{-3/2} \cdot \rho^{-1} \cdot \Delta T$$

$$= \frac{k \cdot \Delta T}{S^{5/2} g^{3/2} \rho}$$

$$\diamond \Pi_4 = S^a \cdot k^b \cdot g^c \cdot \rho^d \cdot \beta$$

$$= \left[(L)^a (M \cdot L \cdot t^{-3} \cdot T^{-1})^b (L \cdot t^{-2})^c (M \cdot L^{-3})^d (T^{-1}) \right]$$

$$= M^0 \cdot L^0 \cdot t^0 \cdot T^0$$



$$M : b + d = 0 \qquad a = \frac{5}{2}$$

$$L : a + b + c - 3d = 0 \qquad b = -1$$

$$t : -3b - 2c = 0 \qquad c = \frac{3}{2}$$

$$T : -b - 1 = 0 \qquad d = 1$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga } \Pi_4 &= S^{5/2} \cdot k^{-1} \cdot g^{3/2} \cdot \rho^1 \cdot \Delta T \\ &= \frac{S^{5/2} \cdot g^{3/2} \cdot \rho \cdot \beta}{k} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \diamond \Pi_5 &= S^a \cdot k^b \cdot g^c \cdot \rho^d \cdot v \\ &= \left[(L)^a (M \cdot L \cdot t^{-3} \cdot T^{-1})^b (L \cdot t^{-2})^c (M \cdot L^{-3})^d (L^2 t^{-1}) \right] \\ &= M^0 \cdot L^0 \cdot t^0 \cdot T^0 \end{aligned}$$

$$M : b + d = 0 \qquad a = -\frac{3}{2}$$

$$L : a + b + c - 3d + 2 = 0 \qquad b = 0$$

$$t : -3b - 2c - 1 = 0 \qquad c = -\frac{1}{2}$$

$$T : -b = 0 \qquad d = 0$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga } \Pi_5 &= D t^{-3/2} \cdot k^0 \cdot g^{-1/2} \cdot \rho^0 \cdot v \\ &= \frac{v}{S^{3/2} g^{1/2}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \diamond \Pi_6 &= S^a \cdot k^b \cdot g^c \cdot \rho^d \cdot \alpha \\ &= \left[(L)^a (M \cdot L \cdot t^{-3} \cdot T^{-1})^b (L \cdot t^{-2})^c (M \cdot L^{-3})^d (L^2 t^{-1}) \right] \\ &= M^0 \cdot L^0 \cdot t^0 \cdot T^0 \end{aligned}$$



$$M : b + d = 0 \qquad a = -\frac{3}{2}$$

$$L : a + b + c - 3d + 2 = 0 \qquad b = 0$$

$$t : -3b - 2c - 1 = 0 \qquad c = -\frac{1}{2}$$

$$T : -b = 0 \qquad d = 0$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga } \Pi_6 &= S^{-3/2} \cdot k^0 \cdot g^{-1/2} \cdot \rho^0 \cdot \alpha \\ &= \frac{\alpha}{S^{3/2} g^{1/2}} \end{aligned}$$

6. Pengecekan dengan menggunakan dimensi utama F, L, T, t

$$\diamond \Pi_1 = \frac{h \cdot S}{k} = \frac{\left(\frac{F}{L \cdot t \cdot T}\right)(L)}{\left(\frac{F}{t \cdot T}\right)} = 1$$

$$\diamond \Pi_2 = \frac{D \cdot t}{S} = \frac{(L)}{(L)} = 1$$

$$\diamond \Pi_3 = \frac{k \cdot \Delta T}{S^{5/2} g^{3/2} \rho} = \frac{\left(\frac{F}{t \cdot T}\right)(T)}{(L)^{5/2} \left(\frac{L}{t^2}\right)^{3/2} \left(\frac{F \cdot t^2}{L^4}\right)} = 1$$

$$\diamond \Pi_4 = \frac{S^{5/2} \cdot g^{3/2} \cdot \rho \cdot \beta}{k} = \frac{(L)^{5/2} \left(\frac{L}{t^2}\right)^{3/2} \left(\frac{F \cdot t^2}{L^4}\right) \left(\frac{1}{T}\right)}{\left(\frac{F}{t \cdot T}\right)} = 1$$

$$\diamond \Pi_5 = \frac{\nu}{S^{3/2} g^{1/2}} = \frac{\left(\frac{L^2}{t}\right)}{\left(\frac{L}{t^2}\right)^{1/2} (L)^{3/2}} = 1$$



$$\diamond \Pi_6 = \frac{\alpha}{S^{3/2} g^{1/2}} = \frac{\left(\frac{L^2}{t}\right)}{\left(\frac{L}{t^2}\right)^{1/2} (L)^{3/2}} = 1$$

Dari ke enam grup tak berdimensi yang dihasilkan diatas, Π_1 disebut juga sebagai Bilangan Nu (*Nusselt Number*). Sedangkan Π_2 merupakan grup tak berdimensi yang menyatakan perbandingan antara lebar saluran dengan diameter pembuluh. Pada studi eksperimen ini akan dilakukan variasi terhadap lebar saluran/cerobong (S) dan diameter pembuluh (Dt) yang akan mempengaruhi besarnya koefisien perpindahan panas konveksi (h). Untuk Π_3 sampai dengan Π_6 dapat disusun Π grup yang baru, yaitu :

$$\Pi_7 = \frac{\Pi_3 \cdot \Pi_4}{\Pi_5 \cdot \Pi_6} = \frac{\left(\frac{k \cdot \Delta T}{\rho \cdot g^{3/2} S^{5/2}}\right) \left(\frac{\rho \cdot g^{3/2} S^{5/2} \cdot \beta}{k}\right)}{\left(\frac{\alpha}{g^{1/2} S^{3/2}}\right) \left(\frac{\nu}{g^{1/2} S^{3/2}}\right)} = \frac{g \cdot S^3 \cdot \beta \cdot \Delta T}{\nu \cdot \alpha}$$

Sehingga didapat hubungan fungsional sebagai berikut :

$$\Pi_1 = f(\Pi_2, \Pi_7)$$

$$\frac{h \cdot Dt}{k} = Nu = f\left(\frac{Dt}{S}, \frac{g \cdot S^3 \cdot \beta \cdot \Delta T}{\nu \cdot \alpha}\right)$$

dengan :

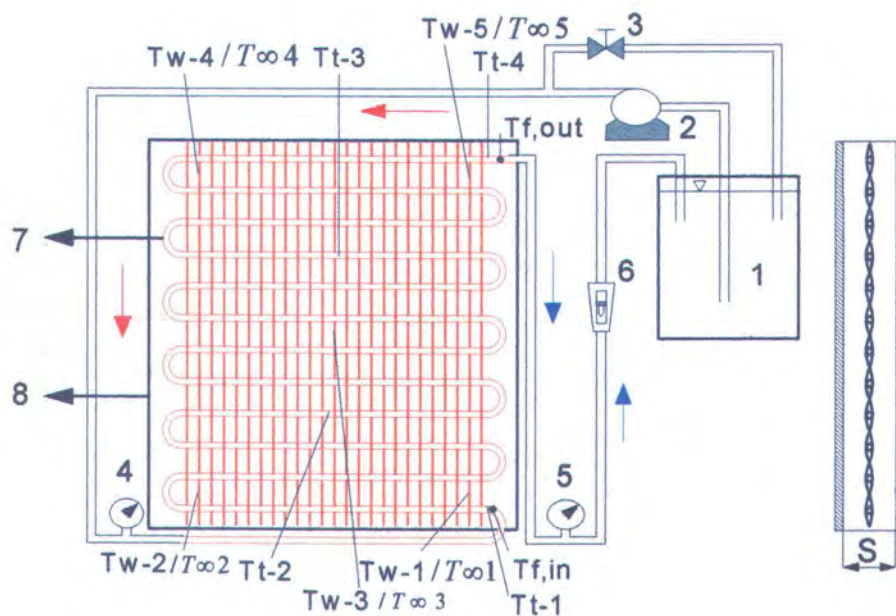
$$\frac{g \cdot S^3 \cdot \beta \cdot \Delta T}{\nu \cdot \alpha} \text{ menyatakan Bilangan Ra (Rayleigh Number).}$$

$$\frac{Dt}{S} \text{ didefinisikan sebagai } S^*$$



III.2 Instalasi Eksperimen

Instalasi eksperimen, secara sederhana dapat digambarkan seperti gambar dibawah. Fluida sisi panas adalah minyak thermo sedangkan fluida sisi dingin adalah udara. Pengujian dilakukan pada suatu ruangan dengan temperatur udara dijaga konstan.



Gambar 3.1 Skema instalasi eksperimen

Keterangan :

- | | |
|--------------------------------|---------------------------------|
| 1. Tangki fluida panas | 5. Pressure gauge fluida keluar |
| 2. Pompa fluida panas | 6. Flow meter |
| 3. Katub by pass | 7. Alat uji penukar panas |
| 4. Pressure gauge fluida masuk | 8. Dinding saluran vertikal |
- S : lebar saluran vertikal/cerobong
Tf,in/out : temperatur fluida masuk/keluar
Tt : temperatur pembuluh/tube
Tw : temperatur kawat/wire
T∞ : temperatur udara di dalam saluran vertikal/cerobong



III.3 Peralatan dan Alat Ukur

Peralatan dan alat ukur yang terpasang pada instalasi pengujian terdiri sebagai berikut :

1. Tangki fluida panas

Direncanakan untuk bekerja pada tekanan 1 atm.

2. Pompa fluida panas

- ☐ Tipe : Rochoid pump
- ☐ Merk : Zenio
- ☐ Buatan : Japan
- ☐ Putaran : 1450 rpm
- ☐ Debit : 10 L/min pada head total 5 m
- ☐ Phase : 3 phase
- ☐ Tegangan : 220 volt
- ☐ Cycles : 50/60 Hz
- ☐ Arus listrik : 0,9 A
- ☐ Pole : 4

3. Sistem pemanas (Heating element dan thermocontrol)

Sistem pemanas berfungsi untuk mengatur temperatur kerja fluida panas yang terdiri dari elemen pemanas, thermocontrol dan thermocouple.

a. Thermocontrol

- ☐ Jenis : Automatic thermocontroller type IL-70
- ☐ Merk : TEW Elect.Heating Equipment Co, China
- ☐ Range : 0 s/d 400⁰ C



- ☐ Akurasi : 50 C
- ☐ Supply voltage : AC 110/220 V
- ☐ Supply amper : Max 3A, 50/60 Hz
- ☐ Sensor input type : K type

b. Thermocouple

- ☐ Tipe : K type
- ☐ Merk : Fluke
- ☐ Buatan : USA
- ☐ Range : 0 s/d 4000 C

c. Heating element

- ☐ Daya : 1000 watt
- ☐ Input oltage : 220 volt
- ☐ Merk : Lasco
- ☐ Buatan : Germany

4. Alat ukur laju aliran massa (Flow meter)

Alat ukur laju aliran massa fluida di dalam pembuluh yang digunakan dalam instalasi uji coba ini adalah :

- ☐ Jenis : Rotameter
- ☐ Buatan : TecFluid Instrumentation, Spanyol.
- ☐ Series : 6001.
- ☐ Model No : C312 – 0100
- ☐ Tipe Float : AC (Piramid).
- ☐ Flow Range : 10 – 100 l/h



- ☐ Akurasi : $\pm 10\%$
- ☐ Tekanan Max: 15 bar.
- ☐ Konektor : $\frac{1}{2}$ "
- ☐ Range suhu : $0 - 100^{\circ}\text{C}$
- ☐ Length : 410 mm.

5. Alat Ukur Tekanan (Pressure Gauge)

Alat ukur tekanan ini digunakan untuk mengetahui besarnya penurunan tekanan fluida panas setelah melewati alat uji (penukar panas), dengan spesifikasi sebagai berikut :

- ☐ Merk : Shimura
- ☐ Buatan : Japan
- ☐ Akurasi : 0.2 kg/cm^2
- ☐ Range : $0-6 \text{ kg/cm}^2$

6. Alat Ukur Suhu (thermocouple dan digital thermometer)

Pengukuran temperatur permukaan kawat, pembuluh dan temperatur fluida di dalam pembuluh menggunakan thermocouple yang sama, thermocouple dihubungkan dengan digital thermometer sehingga pembacaan temperatur dapat dilihat secara langsung pada display.

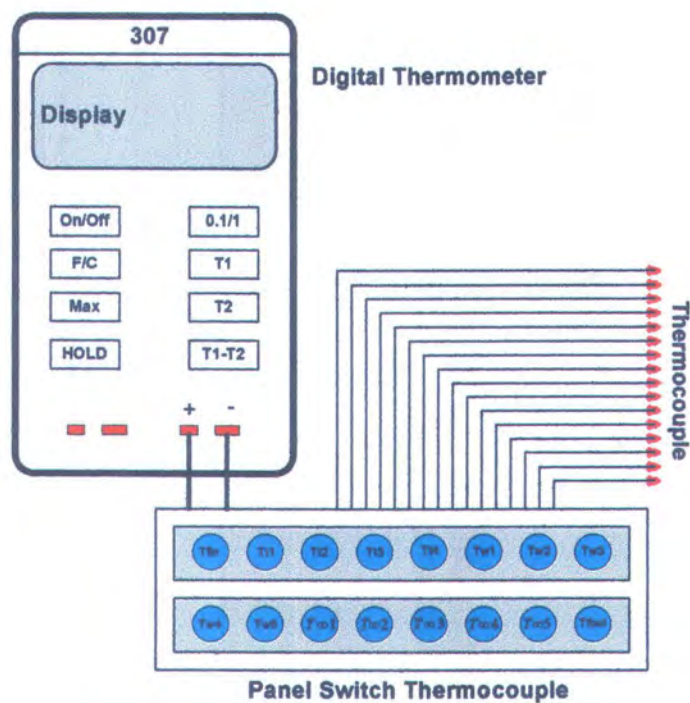
a. Thermocouple

- ☐ Jenis : K type
- ☐ Merk : Fluke
- ☐ Range : 0 s/d 4000°C
- ☐ Akurasi : 2 % of full scale



b. Digital Thermometer

- Tipe : 307
- Merk : CE
- Buatan : Taiwan
- Akurasi : 0.10 C
- Range : -50 s/d 13000 C



Gambar 3.2. Digital thermometer display

7. Alat Ukur Kecepatan Udara (Vane Anemometer)

- Tipe : SB 3215-M1
- Merk : RÖSLER + CIE. INSTRUMENTS
- Buatan : Jerman
- Akurasi : 0.01 m/s
- Range : 0 s/d 40 m/s



III.4 Karakteristik Fluida Panas dan Dingin

Pada penukar panas jenis *woven matrix*, dimana pembuluh bersiripkan kawat-kawat dimaksudkan untuk membuang panas dari fluida panas yang mengalir di dalam pembuluh ke udara lingkungan. Udara sekeliling berfungsi sebagai fluida sisi dingin. Adapun karakteristik dari kedua fluida tersebut adalah sebagai berikut :

a. Fluida panas (*Heat Transfer Oil*)

Minyak pemindah panas (*Heat Transfer Oil*) yang digunakan dalam penelitian ini adalah jenis Shell Thermia Oil B atau lebih dikenal minyak TERMO 22. Thermo 22 adalah minyak lumpur pemindah panas kualitas tinggi yang memiliki ketahanan oksidasi yang sangat baik, direkomendasikan untuk digunakan sebagai media pemindah panas pada sistem peralatan pemindah panas tertutup yang bekerja pada temperatur bulk sampai dengan 320°C . Thermo 22 memiliki kekentalan yang relatif rendah dengan karakteristik suhu dan viskositas yang baik untuk menjamin koefisien perpindahan panas yang tinggi.

Beberapa keunggulan yang dimiliki oleh minyak lumpur Thermo 22 adalah:

1. Memiliki karakteristik suhu dan viskositas yang baik, dapat digunakan sampai dengan temperatur bulk 320°C
2. Memiliki kestabilan oksidasi yang baik, sehingga dapat digunakan dalam waktu yang lama tanpa terjadi oksidasi yang berlebihan.
3. Memiliki tekanan uap yang relatif rendah.
4. Tidak bersifat korosif.



Adapun karakteristik dari Termo 22 adalah :

- Specific gravity at 15/40 C : 0.865
- Kinematic Viscosity, at 40⁰ C, eST : 24.4
- 100⁰ C, eST : 4.5
- SAE Viscosity Grade : 22
- Viscosity Index : 102
- Colour ASTM : 0.5
- Flash Point (COC),⁰C : 204
- Pour Point, ⁰C : -15

b. Fluida dingin (udara sekeliling)

Penukar panas jenis pembuluh dan kawat diaplikasikan pada kondisi konveksi bebas dengan udara luar berfungsi sebagai fluida pendingin pada tekanan 1 atm dengan karakteristik ($T_f = 45^0 \text{ C} = 318 \text{ K}$) sebagai berikut :

- Density : 1.11 kg/m³
- Viskositas absolut : 1.9225 x 10⁻⁵ Pa.s
- Viskositas kinematik : 1.73198 x 10⁻⁵ m²/s
- Prandtl : 0.7
- Konduktivitas panas : 0.0276
- Koefisien ekspansi termal : 0.00314
- Difusivitas termal : 2.4725 x 10⁻⁵ m²/s



III.5 Perancangan Alat Uji

Dalam studi eksperimen ini, benda uji yang digunakan sebagai objek penelitian adalah berbentuk seperti kondensor standar yang digunakan pada lemari es. Bentuk dari sirip/fin dilakukan modifikasi dengan dengan bentuk bergelombang. Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan oleh I Made Arsana (2001), dihasilkan rasio jarak spasi optimum antara jarak fin dengan panjang wire (p_w/l_w) adalah 0,029. Untuk panjang wire (l_w) = 600 mm didapat jarak fin (p_w) = 17,4 mm. Berikut adalah data spesifikasi dari benda uji secara lengkap :

- Diameter kawat (D_w) : 2,2 mm
- Diameter pembuluh (D_t) : bervariasi
 - a. $D_{t1} = 1/4$ inch (6.35 mm)
 - b. $D_{t2} = 5/16$ inch (7.94 mm)
 - c. $D_{t3} = 3/8$ inch (9.53 mm)
- Jarak antar pembuluh (p_t) : 50 mm
- Jarak antar kawat (p_w) : 17,4 mm
- Panjang kawat (l_w) : 600 mm
- Lebar penukar panas : 480 mm
- Jumlah lintasan : 12 pass
- Bahan pembuluh dan kawat : tembaga (diasumsikan tembaga murni).

Ke tiga benda uji tadi ditempatkan pada sebuah saluran vertikal/cerobong yang dapat diatur lebarnya. Dasar perhitungan lebar saluran (S) adalah tebal lapisan batas termal (δ_T) yang terjadi pada penukar kalor. Untuk fluida dengan



bilangan Prandtl berorder 1 atau lebih ($Pr \gg 1$) didapatkan suatu hubungan sebagai berikut :

$$\delta_{Tube} \approx Dt(Ra_{,D})^{-0.25}$$

dimana : δ_{Tube} = Lapisan batas termal pada pembuluh

Ra = Bilangan Rayleigh berdasarkan temperatur pembuluh rata-rata

Dalam perhitungan bilangan Rayleigh, data temperatur kawat diperoleh dari hasil eksperimen yang dilakukan oleh Ahmad Solichin (2002). Pada dinding saluran/cerobong, juga terbentuk lapisan batas termal sebagai akibat perpindahan panas dari udara pada saluran dengan dinding saluran. Besarnya lapisan batas termal yang terbentuk pada dinding saluran dengan asumsi bahwa temperatur dinding saluran sama dengan temperatur rata-rata pembuluh dapat dinyatakan :

$$\delta_{Dinding} \approx L(Ra_{,L})^{-0.25}$$

dimana : $\delta_{Dinding}$ = Lapisan batas termal pada dinding saluran

L = Tinggi saluran, dan

$Ra_{,L}$ = Bilangan Rayleigh berdasarkan temperatur dinding saluran

Sehingga lebar saluran dapat diperoleh dari :

$$S = 2.\delta_{Tube} + 2.\delta_{Dinding} + Dt$$

Variasi lebar saluran ditetapkan sebesar setengah kali untuk S1 dan dua kali untuk S3 dari tebal lapisan batas hasil perhitungan sehingga didapat :

S 1	S 2	S 3
19.7 mm	27.0 mm	40.5 mm



III.6 Prosedur Percobaan

Penelitian dilakukan dengan urutan langkah sebagai berikut :

1. Perencanaan dan pembuatan penukar panas uji dengan tiga buah rancangan dan sebuah saluran vertikal/cerobong yang dapat diatur lebarnya.
2. Mempersiapkan instalasi pengujian dan memasang salah satu rancangan uji ke dalam cerobong dengan lebar saluran yang telah ditentukan.
3. Memasukkan minyak Termo 22 ke dalam tangki
4. Mengoperasikan pompa untuk mengalirkan fluida (Termo 22) dalam keadaan dingin dengan laju aliran tertentu untuk mengecek kebocoran, selanjutnya pompa dimatikan.
5. Memanaskan minyak dengan menghidupkan pemanas pada tangki thermostatic.
6. Mengoperasikan pompa untuk mengalirkan fluida dalam keadaan panas.
7. Pengujian penukar panas uji dengan urutan langkah sebagai berikut :
 - Mengatur debit aliran fluida untuk menentukan laju aliran massa fluida yang bekerja pada penukar panas.
 - Mengatur temperatur fluida pada tangki thermostatic untuk memperoleh temperatur fluida masuk penukar panas ($T_{f,in}$) yang tertentu.
 - Pengukuran temperatur sirip rata-rata yang dapat diperoleh dari lima titik pengukuran.



- ❑ Pengukuran temperatur permukaan tube rata-rata yang diperoleh dari tiga titik pengukuran dari penukar panas.
 - ❑ Pengukuran temperatur fluida keluar pada outlet penukar panas untuk mengetahui besarnya perubahan temperatur fluida panas.
 - ❑ Pengukuran temperatur udara di dalam cerobong rata-rata yang diperoleh dari lima titik pengukuran yang diletakkan pada dinding cerobong.
8. Mengulangi langkah 7 dengan mengatur lebar saluran sebesar S2 dan S3.
 9. Mengganti dengan penukar panas yang lain, mengulangi langkah 7 sampai dengan langkah 8 sampai semua penukar panas teruji (3 buah rancangan penukar panas).
 10. Perhitungan dan analisa.
 11. Diskusi dan menarik kesimpulan dari hasil eksperimen.

III.7 Data Percobaan Yang Diambil

Data percobaan yang diambil dalam studi eksperimen ini adalah sebagai berikut :

- ❑ \dot{m} : Laju alir massa fluida kerja
- ❑ $T_{f,in}$: Temperatur fluida kerja masuk penukar panas
- ❑ $T_{f,out}$: Temperatur fluida kerja keluar penukar panas
- ❑ $T_{t,1}$: Temperatur permukaan tube di titik pengukuran 1
- ❑ $T_{t,2}$: Temperatur permukaan tube di titik pengukuran 2



- ☐ $T_{w,1}$: Temperatur sirip di titik pengukuran 1
- ☐ $T_{w,2}$: Temperatur sirip di titik pengukuran 2
- ☐ $T_{w,3}$: Temperatur sirip di titik pengukuran 3
- ☐ $T_{w,4}$: Temperatur sirip di titik pengukuran 4
- ☐ $T_{w,5}$: Temperatur sirip di titik pengukuran 5
- ☐ $T_{\infty,1}$: Temperatur udara dalam cerobong di titik pengukuran 1
- ☐ $T_{\infty,2}$: Temperatur udara dalam cerobong di titik pengukuran 2
- ☐ $T_{\infty,3}$: Temperatur udara dalam cerobong di titik pengukuran 3
- ☐ $T_{\infty,4}$: Temperatur udara dalam cerobong di titik pengukuran 4
- ☐ $T_{\infty,5}$: Temperatur udara dalam cerobong di titik pengukuran 5
- ☐ $V_{\infty,1}$: Kecepatan udara yang melewati cerobong di titik pengukuran 1
- ☐ $V_{\infty,2}$: Kecepatan udara yang melewati cerobong di titik pengukuran 2
- ☐ $V_{\infty,3}$: Kecepatan udara yang melewati cerobong di titik pengukuran 3

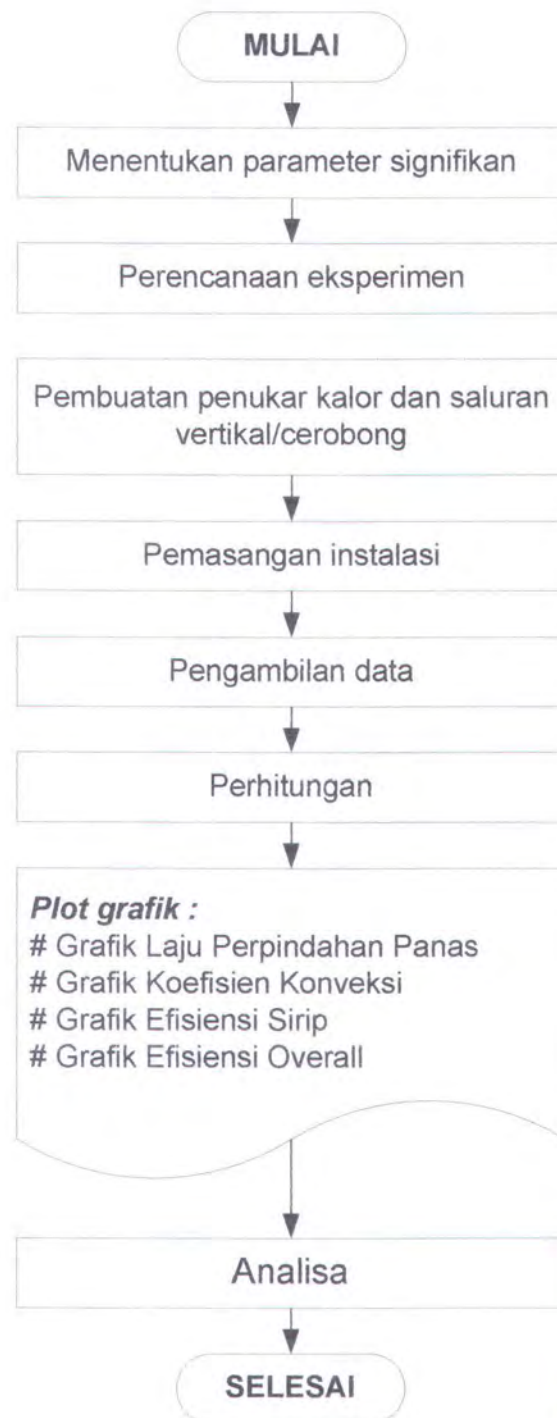
Tabel Pengambilan Data

Hari/Tanggal :
Penukar Kalor : 6.35 mm / 7.94 mm / 9.53 mm
Lebar Saluran : 19.7 mm / 27.0 mm / 40.5 mm
Temperatur : 50°C / 60°C / 70°C / 80°C / 90°C

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	T∞1	T∞2	T∞3	T∞4	T∞5	Tfout	V∞1	V∞2	V∞3
*)																			
1.																			
2.																			
3.																			
4.																			
5.																			



FLOWCHART PENELITIAN





BAB VI
DISKUSI

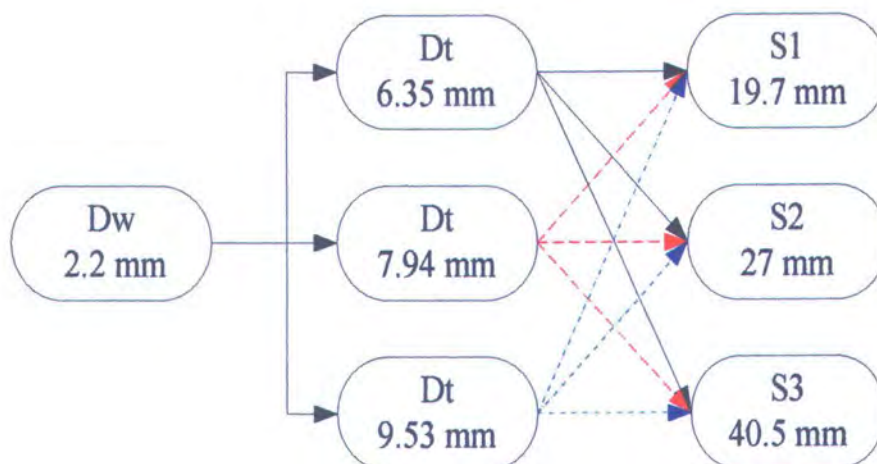


BAB IV

DISKUSI

IV.1 Data Hasil Pengujian

Pengujian dilakukan dengan melakukan variasi pada geometri pembuluh (D_t) dan lebar saluran/cerobong (S). Dilakukan tiga (3) variasi geometri pembuluh dengan menggunakan tiga (3) rancangan penukar kalor dengan diameter yang berbeda serta tiga (3) variasi lebar saluran/cerobong. Pada setiap variasi geometri pembuluh dan lebar saluran/cerobong, dilakukan pengujian pada lima tingkat perubahan suhu fluida kerja masuk ($T_{f_{in}}$). Secara sederhana, variasi dari pengujian dapat digambarkan sebagai berikut :



Gambar 4.1 Skema variasi pengujian

Laju aliran massa dari fluida kerja dijaga konstan 0.005 kg/s dan suhu ruang uji $T_{\infty} = 27^{\circ}\text{C}$ pada tekanan sebesar 1 atm. Data yang diperoleh adalah sebagai berikut :

Tabel 4.1 Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 6.35 mm

Diameter 6.35 mm

S = 19.7 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	46.9	46.8	46.1	45.3	46.3	45.1	45.5	45.5	44.0	32.0	32.7	34.1	32.5	33.4	46.0	4.0	0.11
2	60	55.2	55.0	54.1	52.9	54.1	52.5	53.2	53.0	51.1	33.1	33.3	37.6	33.8	35.6	54.2	5.8	0.17
3	70	63.2	62.6	61.3	59.9	61.4	58.8	60.4	60.2	58.0	33.3	33.8	39.8	34.6	35.9	62.2	7.8	0.20
4	80	71.8	70.5	69.0	67.4	69.0	66.7	67.8	67.7	64.1	34.6	34.2	40.6	35.1	36.9	69.9	10.1	0.26
5	90	81.9	80.1	78.1	75.7	78.5	75.3	76.3	76.4	73.0	37.1	36.9	43.9	38.3	38.6	78.1	11.9	0.28

S = 27 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.2	46.8	46.2	45.4	46.4	45.5	45.5	45.5	44.2	31.7	31.3	33.7	32.4	32.7	45.8	4.2	0.12
2	60	54.7	54.2	53.1	51.8	53.6	52.0	52.5	52.4	50.8	31.9	31.3	34.4	32.5	33.7	53.5	6.5	0.19
3	70	63.2	62.3	60.4	58.9	61.5	59.4	59.7	59.2	56.4	33.5	32.5	37.3	33.5	34.7	61.4	8.6	0.22
4	80	71.7	70.2	67.9	65.8	69.4	66.9	66.9	66.2	62.2	32.4	31.9	38.1	34.6	35.0	69.1	10.9	0.27
5	90	81.3	78.5	75.2	72.8	77.9	73.2	73.8	73.6	69.8	34.6	33.1	39.7	35.5	36.2	76.9	13.1	0.30

S = 40.5 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	46.4	45.8	44.8	43.9	45.6	44.7	44.5	44.2	43.2	30.3	30.3	31.7	30.8	31.3	45.2	4.8	0.19
2	60	54.9	53.7	52.0	50.8	53.6	51.7	51.6	51.0	48.8	30.1	30.1	32.2	31.2	31.9	52.8	7.2	0.22
3	70	63.3	61.6	59.2	57.5	61.7	59.0	58.5	57.5	54.8	31.2	31.3	33.9	32.0	33.2	60.3	9.7	0.25
4	80	72.2	69.3	66.4	64.4	69.7	66.8	65.3	64.6	61.1	32.9	32.8	36.5	33.6	35.2	68.0	12.0	0.28
5	90	81.2	76.6	73.2	70.7	77.4	72.3	71.7	71.2	68.0	33.6	33.4	37.8	34.8	34.7	75.7	14.3	0.32



Tabel 4.2 Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 7.94 mm

Diameter 7.94mm

S = 19.7 mm

No.	T _{in}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.8	47.3	46.4	45.0	46.7	45.9	44.6	45.2	44.5	30.8	31.9	33.9	34.0	32.9	45.9	4.1	0.13
2	60	56.5	55.6	54.7	53.2	54.7	53.7	52.3	52.4	52.5	32.1	33.8	36.1	36.2	35.8	54.1	5.9	0.21
3	70	65.8	64.7	63.2	61.6	63.2	61.7	60.0	60.9	60.5	33.6	34.8	38.8	38.2	39.2	62.2	7.8	0.26
4	80	74.6	72.9	71.0	68.6	70.9	69.4	66.8	68.1	67.1	33.4	35.1	39.2	39.8	40.8	70.3	9.7	0.30
5	90	82.4	81.3	79.1	76.5	79.3	76.5	75.8	73.4	72.6	34.2	37.7	43.9	43.3	40.8	78.7	11.3	0.31

S = 27 mm

No.	T _{in}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.7	47.1	46.1	44.9	46.5	45.7	44.6	45.0	44.3	30.0	30.0	31.8	31.8	32.0	45.7	4.3	0.15
2	60	56.5	55.2	53.7	51.9	54.2	53.1	51.5	52.1	51.8	30.3	30.6	32.8	32.9	32.9	53.6	6.4	0.22
3	70	65.7	64.4	62.6	60.5	63.2	61.7	59.8	60.4	59.5	32.7	33.3	36.0	34.9	35.9	61.8	8.2	0.27
4	80	74.2	72.5	69.2	66.5	70.9	68.8	66.1	66.6	65.1	32.3	32.8	37.1	37.6	36.9	70.1	9.9	0.32
5	90	82.7	80.5	77.5	74.2	79.2	76.4	73.6	72.8	71.2	32.2	33.7	38.2	37.9	36.7	78.1	11.9	0.33

S = 40.5 mm

No.	T _{in}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.8	46.9	45.3	44.2	46.5	46.0	44.4	44.2	43.9	30.1	30.1	31.5	31.7	31.1	45.4	4.6	0.18
2	60	56.4	54.6	52.6	50.6	54.1	53.1	50.7	50.7	50.1	30.4	30.3	31.8	31.9	31.2	53.3	6.7	0.23
3	70	65.7	63.5	60.6	58.7	63.1	61.8	58.4	58.5	57.6	31.9	31.8	34.7	34.3	33.9	61.5	8.5	0.28
4	80	73.6	71.1	66.1	63.7	69.5	68.1	64.1	64.1	63.5	30.9	30.8	35.2	35.2	34.6	69.6	10.4	0.33
5	90	82.0	79.0	74.4	71.5	78.4	75.8	72.1	69.7	68.5	31.6	32.1	35.7	35.9	34.2	77.5	12.5	0.34



Tabel 4.3 Tabel hasil pengukuran rerata penukar kalor Dt 9.53 mm

Diameter 9.53 mm

S = 19.7 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.0	46.5	44.4	43.9	45.6	45.3	44.0	44.1	43.6	32.5	32.4	32.8	33.0	33.2	45.0	5.0	0.15
2	60	56.6	54.9	52.2	51.4	53.3	52.9	51.7	51.8	51.1	31.8	31.7	34.7	34.1	35.4	52.2	7.8	0.21
3	70	64.7	62.7	59.8	58.4	60.9	60.4	59.0	59.1	59.0	32.4	35.7	38.6	36.9	38.7	60.4	9.6	0.23
4	80	73.6	71.2	66.9	65.3	68.6	67.7	66.1	66.3	65.8	35.5	35.8	40.3	37.7	40.6	68.1	11.9	0.25
5	90	82.5	80.4	74.6	72.3	77.7	75.8	73.2	73.8	73.6	38.4	39.1	47.2	38.8	45.9	76.7	13.3	0.31

S = 27 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.2	46.5	44.9	44.6	45.6	45.4	44.5	44.2	44.0	31.5	31.3	32.8	32.2	32.9	44.8	5.2	0.21
2	60	56.6	54.7	52.0	51.2	53.2	53.2	51.5	51.5	51.3	31.4	30.7	33.3	32.5	34.0	51.9	8.1	0.23
3	70	64.8	62.4	58.9	57.8	60.7	60.4	58.2	58.7	58.3	32.5	32.6	36.2	34.9	36.0	60.0	10.0	0.25
4	80	73.4	70.2	65.4	63.8	68.1	67.7	65.0	65.3	64.8	32.8	33.3	37.5	36.0	36.8	67.6	12.4	0.28
5	90	82.6	79.3	73.1	72.2	76.6	75.6	73.3	72.2	72.8	34.1	34.3	40.4	37.6	40.2	75.4	14.6	0.32

S = 40.5 mm

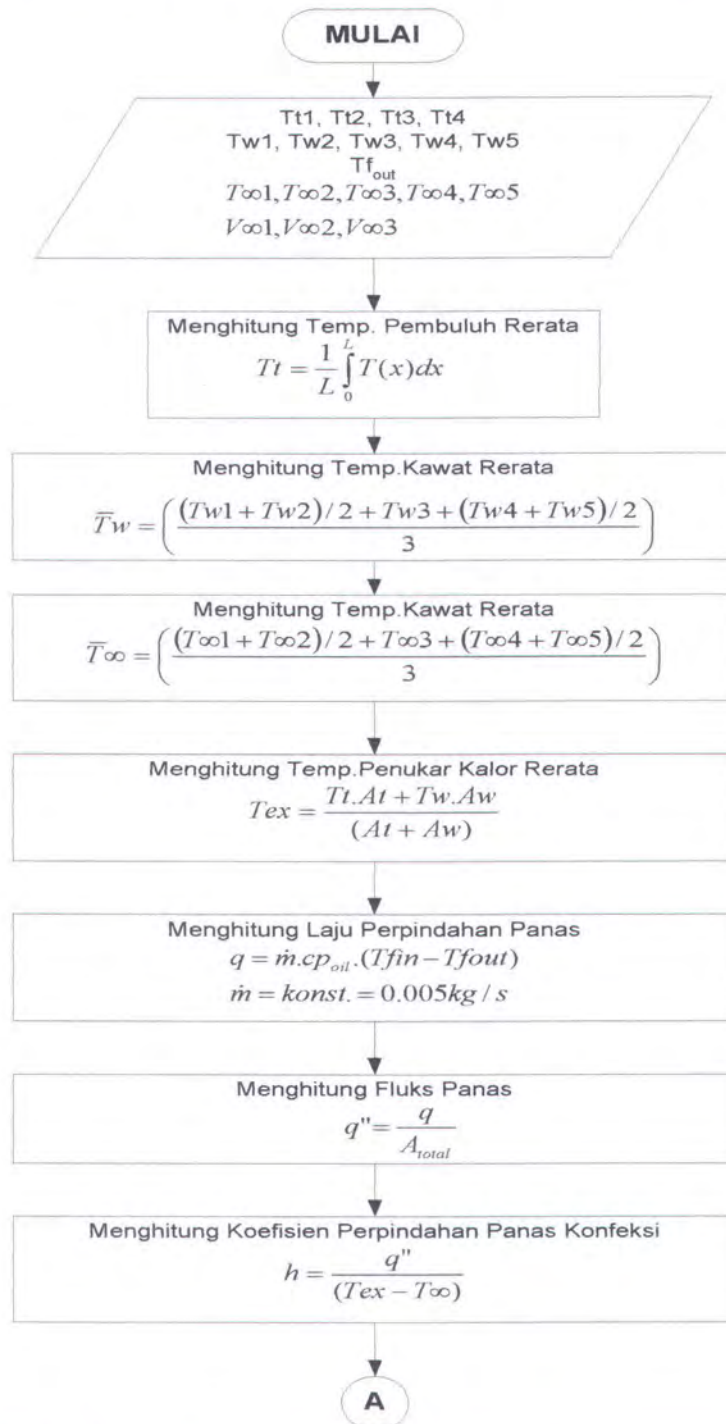
No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	ΔTf	V _{oorate}
1	50	47.4	46.2	43.7	43.5	45.7	45.4	44.0	43.9	43.6	30.6	30.5	31.9	31.6	31.5	44.5	5.5	0.22
2	60	56.9	54.1	50.6	50.4	53.4	53.3	50.6	50.4	50.3	30.3	30.4	32.3	31.7	32.1	51.6	8.4	0.24
3	70	65.0	61.6	57.0	56.4	60.6	60.5	56.6	56.8	56.7	31.7	31.7	34.4	33.5	33.9	59.5	10.5	0.27
4	80	73.6	69.2	63.4	62.6	67.8	67.4	62.7	63.5	63.3	32.0	32.4	35.1	33.8	34.7	67.1	12.9	0.30
5	90	82.7	77.9	70.4	69.5	76.3	75.7	69.0	69.9	70.5	32.3	32.9	36.8	34.9	35.9	74.5	15.5	0.34

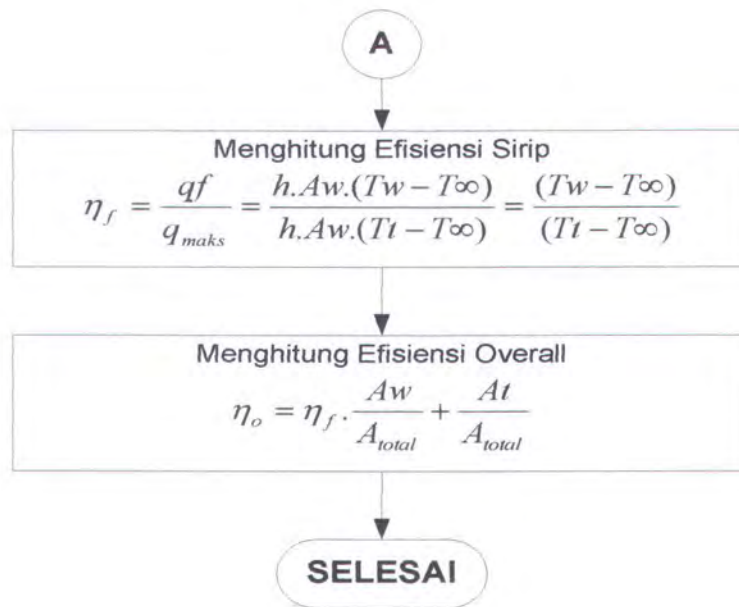




VI.2 Diagram Alir Perhitungan

Perhitungan harga laju perpindahan panas, fluks panas, koefisien perpindahan panas konveksi rerata, efisiensi sirip/fin dan efisiensi overall dari penukar kalor dihitung berdasarkan diagram alir perhitungan dibawah ini :





IV.3 Contoh Perhitungan

Contoh perhitungan dilakukan dengan menggunakan data hasil pengujian pada penukar kalor dengan diameter $D_t = 6.35$ mm, $S_1 = 19.7$ mm dan suhu fluida kerja masuk 50°C .

❖ Data input:

$T_{f,in}$	$= 50^\circ\text{C}$	$T_{w,1}$	$= 46.3^\circ\text{C}$	$T_{\infty,1}$	$= 32^\circ\text{C}$
$T_{f,out}$	$= 46^\circ\text{C}$	$T_{w,2}$	$= 45.1^\circ\text{C}$	$T_{\infty,2}$	$= 32.7^\circ\text{C}$
$T_{t,1}$	$= 46.9^\circ\text{C}$	$T_{w,3}$	$= 45.5^\circ\text{C}$	$T_{\infty,3}$	$= 34.1^\circ\text{C}$
$T_{t,2}$	$= 46.8^\circ\text{C}$	$T_{w,4}$	$= 45.5^\circ\text{C}$	$T_{\infty,4}$	$= 32.5^\circ\text{C}$
$T_{t,3}$	$= 46.1^\circ\text{C}$	$T_{w,5}$	$= 44^\circ\text{C}$	$T_{\infty,5}$	$= 33.4^\circ\text{C}$
$T_{t,5}$	$= 45.3^\circ\text{C}$	$v_{\infty,1}$	$= 0.12$ m/s		
\dot{m}	$= 0.005$ kg/s	$v_{\infty,2}$	$= 0.11$ m/s		
		$v_{\infty,3}$	$= 0.1$ m/s		

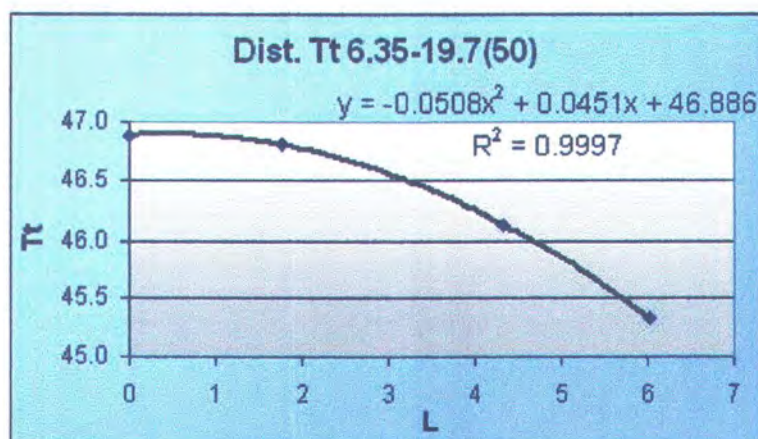


❖ Suhu pembuluh rerata

Suhu rerata pembuluh didapat dengan cara terlebih dahulu mencari persamaan distribusi suhu dari pembuluh. Dari persamaan distribusi suhu pembuluh, dengan mengintegrasikan terhadap panjang total dari pembuluh dan kemudian membaginya dengan panjang total pembuluh didapatkan suhu rerata dari pembuluh (T_t).

Secara matematis, dapat dinyatakan:

$$Tt_{rate} = \frac{1}{L} \int_0^L Tt(x) dx$$



Gambar 4.2 Distribusi suhu pembuluh

Dari grafik, didapatkan persamaan distribusi suhu sebagai berikut :

$$Tt(x) = -0.0508.x^2 + 0.0451.x + 46.886$$

$$\text{Sehingga : } Tt_{rate} = \frac{1}{6.0235} \int_0^{6.0235} (-0.0508.x^2 + 0.0451.x + 46.886) dx = 46.4^\circ\text{C}$$

❖ Suhu kawat/wire rerata

Suhu kawat rerata diperoleh dari rata-rata aritmatik dari data yang diambil.

Secara matematis dapat dinyatakan :



$$T_{w_{rate}} = \frac{((T_{w,1} + T_{w,2}) / 2 + T_{w,3} + (T_{w,4} + T_{w,5}) / 2)}{3}$$

$$T_{w_{rate}} = \frac{((46.3 + 45.1) / 2 + 45.5 + (45.5 + 44) / 2)}{3} = 45.3^{\circ}\text{C}$$

❖ Suhu udara rerata

Suhu udara rerata diperoleh dari rata-rata aritmatik dari data yang diambil.

Secara matematis dapat dinyatakan :

$$T_{\infty_{rate}} = \frac{((T_{\infty,1} + T_{\infty,2}) / 2 + T_{\infty,3} + (T_{\infty,4} + T_{\infty,5}) / 2)}{3}$$

$$T_{\infty_{rate}} = \frac{((32 + 32.7) / 2 + 34.1 + (32.5 + 33.4) / 2)}{3} = 33.1^{\circ}\text{C}$$

❖ Luas Penukar Kalor

Luas titik kontak, diasumsikan satu titik kontak pengelasan antara kawat dengan pembuluh adalah sama sebesar 2 mm^2 sehingga luas titik kontak total dihitung dari :

$$A_{kont.} = Jml.kawat \times Jml.LekukTube \times 2 \text{ mm}^2$$

$$A_{kont.} = 22 \times 12 \times 0.000002 \text{ m}^2 = 0.0005 \text{ m}^2$$

Luas efektif kawat, dihitung dari:

$$A_{wire} = \pi \times Dw \times Lw \times Jml.kawat - A_{kont.}$$

$$A_{wire} = \pi \times 0.0022 \text{ m} \times 0.6 \text{ m} \times 22 - 0.0005 \text{ m}^2 = 0.09066 \text{ m}^2$$

Luas efektif pembuluh, dihitung dari:

$$A_{tube} = \pi \times Dt \times L_{Total} - A_{kont.}$$

$$A_{tube} = \pi \times 0.00635 \text{ m} \times 6.0235 \text{ m} - 0.0005 \text{ m}^2 = 0.11957 \text{ m}^2$$



❖ Suhu rerata penukar kalor

Suhu rerata penukar kalor dicari dari:

$$T_{ex} = \frac{(A_t.T_{t_{rate}} + A_w.T_{w_{rate}})}{A_t + A_w} = \frac{(0.11957 \times 48.1 + 0.09066 \times 45.3)}{0.11957 + 0.09066} = 45.9^\circ\text{C}$$

❖ Pengujian jenis konveksi (bebas, paksa atau campuran)

Kecepatan udara rerata:

$$v_{\infty, rate} = \frac{v_{\infty, 1} + v_{\infty, 2} + v_{\infty, 3}}{3} = \frac{0.12 + 0.11 + 0.1}{3} = 0.11 \text{ m/s}$$

Suhu film:

$$T_{film} = \frac{T_{ex} + T_{\infty, rate}}{2} = \frac{45.9 + 33.1}{2} = 39.5^\circ\text{C}$$

Properties dari udara pada T_{film} $39.5^\circ\text{C}/312.5\text{K}$, $\beta = 0.0253\text{K}^{-1}$;

$$\nu = 1.827 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Bilangan Grashof:

$$Gr_L = \frac{g\beta(T_{ex} - T_{\infty})L^3}{\nu^2} = \frac{9.8 \times 0.0253 \times (45.9 - 33.1) \times 0.6^3}{(1.827 \times 10^{-5})^2} = 2059675259$$

Bilangan Reynold:

$$Re_L = \frac{v_{\infty, rate} \times L}{\nu} = \frac{0.11 \times 0.6}{1.827 \times 10^{-5}} = 3547.35$$

Perbandingan antara Gr_L/Re_L^2 :

$$\frac{Gr_L}{Re_L^2} = \frac{2059675259}{(3547.35)^2} = 163.68$$

Karena perbandingan antara Gr_L/Re_L^2 lebih dari 10, maka perpindahan panas konveksi yang dominan adalah perpindahan panas konveksi bebas.



❖ Laju perpindahan panas (q)

Dengan menerapkan kesetimbangan energi, ditinjau dari sisi dalam pembuluh dengan fluida kerja, laju perpindahan panas penukar kalor dapat dihitung dari :

$$q = \dot{m} \cdot c_{p_{oil}} \cdot (T_{f_{in}} - T_{f_{out}})$$

Properties dari minyak Thermo 22 (Shell Thermia B) pada $T_{film} 39.5^\circ\text{C}/312.5\text{K}$ $c_{p_{oil}} = 1982 \text{ J/kg.K}$, sehingga

$$q = 0.005 \text{ kg/s} \times 1982 \text{ J/kg.K} \times (323 - 319) \text{ K} = 39.84 \text{ Watt}$$

❖ Fluks panas (q'')

Fluks panas dihitung dari membagi laju perpindahan panas dengan luasan efektif dari penukar kalor. Secara matematis dapat dinyatakan :

$$q'' = \frac{q}{A_{total}} = \frac{q}{A_t + A_w} = \frac{39.84 \text{ Watt}}{(0.11957 \text{ m}^2 + 0.09066 \text{ m}^2)} = 189.5 \text{ Watt/m}^2$$

❖ Koefisien perpindahan panas konveksi (h)

Koefisien perpindahan panas konveksi dihitung dari membagi fluks panas dengan selisih antara suhu rerata penukar kalor dengan suhu udara rerata.

$$h = \frac{q''}{(T_{ex} - T_{\infty_{rate}})} = \frac{189.5 \text{ Watt/m}^2}{(318.9 \text{ K} - 306.1 \text{ K})} = 14.77 \text{ Watt/m}^2.\text{K}$$

❖ Efisiensi sirip (η_f)

Efisiensi fin dengan asumsi h konstan sepanjang penukar kalor dinyatakan:

$$\eta_f = \frac{(T_{w_{rate}} - T_{\infty_{rate}})}{(T_{f_{rate}} - T_{\infty_{rate}})} = \frac{(45.3^\circ\text{C} - 33.1^\circ\text{C})}{(48.1^\circ\text{C} - 33.1^\circ\text{C})} = 0.9168$$



❖ Efisiensi overall penukar kalor (η_o)

Efisiensi overall dari penukar kalor merupakan perbandingan antara laju perpindahan panas total dari luas perpindahan panas total dengan laju perpindahan panas maksimum yang dapat terjadi. Dengan asumsi h konstan sepanjang penukar kalor, efisiensi overall dapat dinyatakan :

$$\eta_o = \eta_f \frac{A_w}{A_{tot}} + \frac{A_t}{A_{tot}}$$
$$\eta_o = 0.9168 \times \frac{0.09066m^2}{0.21023m^2} + \frac{0.11957m^2}{0.21023m^2} = 0.9641$$

IV.4 Analisa

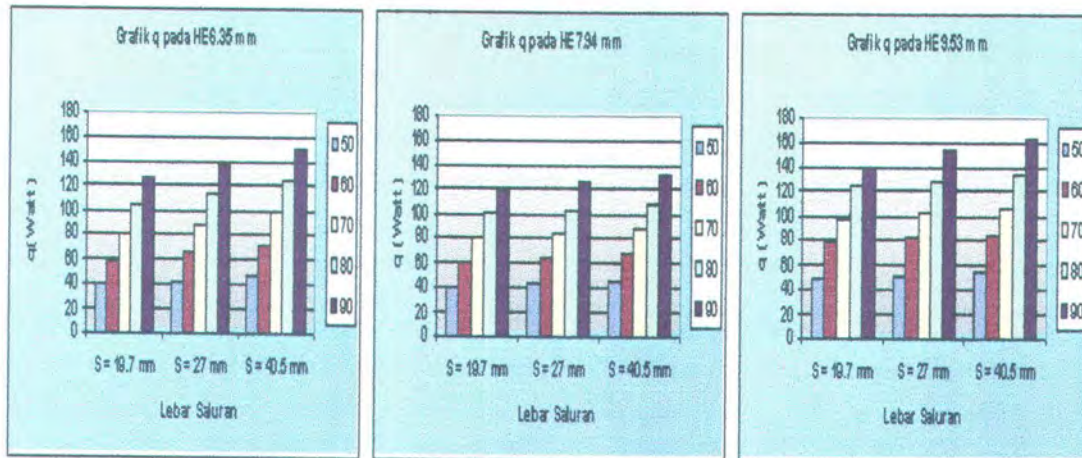
IV.4.1 Laju Perpindahan Panas (q)

Laju perpindahan panas dipengaruhi oleh geometri dan luasan permukaan perpindahan panas. Geometri dalam hal ini adalah diameter pembuluh dan lebar cerobong akan mempengaruhi harga dari koefisien konveksi. Sedangkan luasan perpindahan panas dan koefisien konveksi akan berpengaruh secara langsung terhadap laju perpindahan panas konveksi dari penukar kalor. Parameter lain yang berpengaruh terhadap perpindahan panas konveksi adalah besarnya perbedaan suhu antara suhu rerata penukar kalor dengan suhu udara sekeliling (fluida pendingin).

Eksperimen menunjukkan bahwa dengan bertambah lebar cerobong (S) untuk setiap variasi diameter dan suhu fluida kerja masuk, laju perpindahan panas akan selalu mengalami kenaikan. Dengan bertambahnya S , kecepatan udara pendingin akan mengalami kenaikan. Kenaikan kecepatan udara pendingin ini

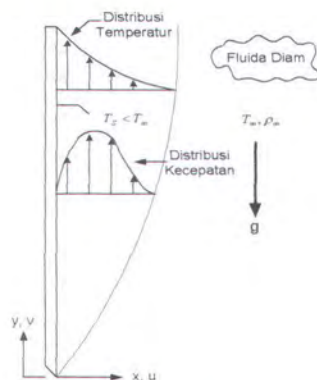


menyebabkan sirkulasi dari udara pendingin akan lebih baik atau dengan kata lain laju aliran massa dari fluida pendingin (udara) semakin besar. Semakin besar laju aliran massa fluida pendingin (udara) otomatis akan menaikkan laju perpindahan panas penukar kalor.



Grafik 4.1 Grafik laju perpindahan panas pada setiap variasi diameter pembuluh

Kenaikan kecepatan udara pendingin dengan semakin bertambah lebar saluran (S) dapat dijelaskan sebagai berikut :



Gambar 4.3 Perkembangan lapisan batas pada plat vertikal

Dari gambar diatas, dengan mengambil batasan-batasan :

- ☐ aliran tunak
- ☐ aliran fluida dua dimensi



- ☐ properties fluida konstan
- ☐ gaya gravitasi ke arah sumbu y negatif, dan
- ☐ fluida incompressible

maka persamaan momentum ke arah sumbu y dapat dituliskan sebagai :

$$u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} = \nu \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + g\beta(T_s - T_\infty) \text{ (Boussinesq approximation)} \dots (4.1)$$

(a) (b) (c)

dengan :

- a menyatakan gaya inersia dari fluida
- b menyatakan gaya gesek dari fluida, dan
- c menyatakan gaya apung/buoyancy dari fluida

Apabila cerobong sangat sempit dan tinggi, suhu udara sepanjang tinggi cerobong $T_\infty(x,y)$ akan mendekati suhu permukaan dari dinding cerobong yang dapat dinyatakan :

$$T_s - T_\infty(x, y) < T_s - T_\infty$$

Untuk aliran udara terkembang penuh (fully developed flow) maka pergerakan dari udara akan sepenuhnya bergerak ke arah vertikal/keatas sepanjang tinggi cerobong, sehingga $u = 0$. Dengan asumsi aliran terkembang penuh, kecepatan ke arah sumbu y akan konstan ($\frac{\partial v}{\partial y} = 0$), sehingga persamaan momentum dapat disederhanakan sebagai berikut:

$$0 = \nu \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + g\beta(T_s - T_\infty), \text{ atau dapat dituliskan}$$



$$\nu \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} \cong -g\beta(T_s - T_\infty)$$

Apabila diintegrasikan 2 kali ke arah sumbu x (searah dengan lebar cerobong S), didapatkan distribusi kecepatan dari udara sebagai berikut :

$$v = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot S^2}{8\nu} \left[1 - \left(\frac{x}{S/2} \right)^2 \right] \quad \dots\dots\dots (4.2)$$

Dari persamaan diatas, dapat disimpulkan bahwa selama aliran sepanjang tinggi cerobong sebagian besar dalam kondisi terkembang penuh (fully developed flow), kecepatan akan bertambah dengan bertambahnya lebar saluran.

Apabila dilihat dari laju aliran massa udara per satuan panjang, dapat dituliskan :

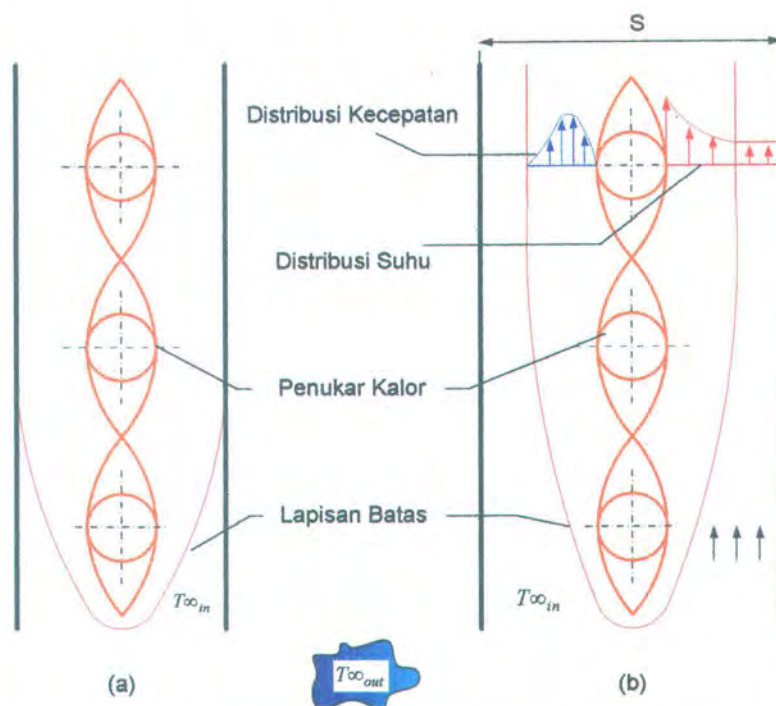
$$\dot{m}' = \int_{-S/2}^{S/2} \rho \cdot v dx = \frac{\rho \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot S^3}{12\nu} \quad \dots\dots\dots (4.3)$$

\dot{m}' mengalami kenaikan dengan semakin lebar cerobong dengan catatan bahwa aliran udara yang terjadi sebagian besar dalam kondisi terkembang penuh (fully developed flow).

Semakin lebar cerobong, perkembangan lapisan batas kecepatan yang timbul pada penukar kalor, kemungkinan bertemu dengan dinding cerobong akan semakin kecil. Tidak bertemunya lapisan batas kecepatan ini, kecepatan dari udara akan terus berkembang/mengalami kenaikan walaupun pada suatu saat akan cenderung konstan. Untuk lebar saluran yang sempit, perkembangan dari lapisan batas kecepatan akan terhalang. Perkembangan dari lapisan batas yang terbentuk pada penukar kalor dan pada dinding saluran dapat diilustrasikan pada gambar (4.5a) untuk lebar cerobong sempit dan (4.5b) untuk lebar cerobong yang lebih lebar.



Dari gambar (4.5) dapat juga dijelaskan, dengan bertambah lebar cerobong (sampai dengan lebar saluran tertentu) laju aliran massa fluida pendingin mengalami kenaikan. Pada gambar 4.5 (b), lapisan batas kecepatan yang terjadi pada penukar kalor akan berkembang tanpa terjadi interaksi dengan dinding cerobong. Pada lapisan batas kecepatan tersebut, membawa laju aliran massa dari fluida pendingin sebagai akibat dari adanya faktor kecepatan. Tidak terjadinya interaksi lapisan batas kecepatan dengan dinding cerobong, kecepatan dari fluida pendingin berkembang sampai pada kecepatan maksimalnya sehingga laju aliran massa juga mencapai kapasitas maksimalnya.



Gambar 4.4 Lapisan batas pada cerobong

Dibandingkan dengan gambar 4.5 (a), dengan lebar saluran yang lebih sempit, perkembangan lapisan batas kecepatan yang terbentuk pada penukar kalor akan bertemu dengan dinding cerobong. Untuk itu, kecepatan dari fluida



pendingin tidak mencapai kecepatan maksimalnya sehingga laju aliran massanya juga mengalami penurunan.

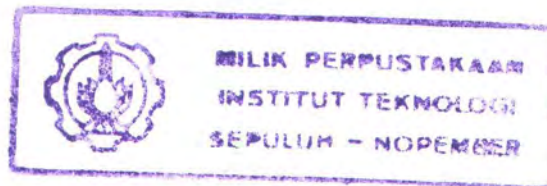
Apabila dilihat dari setiap variasi diameter pembuluh, penukar kalor dengan diameter pembuluh (D_t) 9.53 mm memiliki laju perpindahan panas tertinggi pada setiap variasi suhu fluida kerja masuk ($T_{f_{in}}$). Sedangkan penukar kalor dengan D_t 7.94 mm memiliki laju perpindahan panas yang paling rendah. Hal ini dapat dijelaskan sebagai berikut :

Penukar kalor dengan D_t 9.53 mm memiliki luasan perpindahan panas yang paling besar. Dengan luasan yang besar dan dibantu dengan adanya efek kecepatan dari fluida pendingin (udara) maka transfer panas antara penukar kalor dengan udara terjadi secara optimal. Dengan kata lain, laju perpindahan panas yang terjadi besar meskipun lapisan batas kecepatan yang terbentuk di sepanjang tinggi cerobong kemungkinan berbentuk seperti pada gambar 4.5 (a).

Penukar kalor dengan D_t 6.35 mm memiliki laju perpindahan panas yang lebih besar dari penukar kalor dengan D_t 7.94 mm walaupun luasan permukaan perpindahan panasnya terkecil. Hal ini disebabkan karena pada penukar kalor dengan D_t 6.35 mm memiliki diameter pembuluh yang paling kecil sehingga lapisan batas yang terbentuk baik lapisan batas kecepatan maupun lapisan batas termal kemungkinan seperti ditunjukkan pada gambar 4.5 (b). Pada kondisi seperti ini, kecepatan dari fluida pendingin (udara) mencapai kecepatan maksimalnya dimana laju aliran massanya juga mencapai harga maksimal. Selain itu, lapisan batas termal yang terbentuk juga tidak terjadi penggabungan dengan dinding cerobong sehingga laju perpindahan panas yang terjadi tidak mengalami

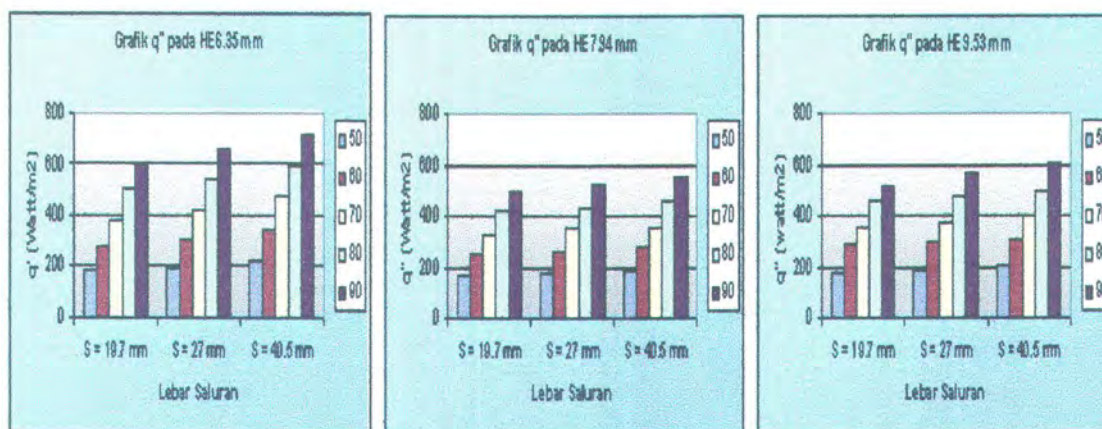


gangguan. Dari kedua kondisi diatas maka laju perpindahan panas pada penukar kalor dengan D_t 6.35 mm akan lebih tinggi dari laju perpindahan panas penukar kalor dengan D_t 7.94 mm walaupun memiliki luasan permukaan perpindahan panas yang lebih kecil.



IV.4.2 Fluks Panas (q'')

Fluks panas dapat diartikan sebagai kemampuan penukar panas untuk melepaskan panas tiap satuan luas. Berikut adalah grafik fluks panas dari masing-masing variasi diameter pembuluh :



Grafik 4.2 Grafik fluks panas pada setiap variasi diameter pembuluh

Dari grafik diatas didapatkan bahwa pada setiap variasi diameter pembuluh, semakin bertambah lebar cerobong, fluks panas mengalami kenaikan. Semakin lebar cerobong, panas yang dilepas oleh penukar kalor akan diterima lebih baik oleh udara (tidak terjadi akumulasi panas). Apabila dilihat dari sisi perkembangan lapisan batas termal, semakin lebar cerobong kemungkinan bertemunya lapisan batas termal yang terbentuk pada permukaan penukar kalor dengan dinding cerobong semakin kecil (kemungkinan juga bertemu pada daerah yang sudah



dekat dengan trailing edge cerobong). Untuk itu, perpindahan panas yang terjadi antara penukar kalor dengan udara di dalam cerobong berlangsung lebih baik yang akan meningkatkan fluks panas penukar kalor.

Tidak bertemunya lapisan batas yang terbentuk di permukaan penukar kalor dengan dinding cerobong, terdapat celah sepanjang tinggi cerobong diluar lapisan batas (gambar 4-5.b). Pada ruang tersebut, terdapat udara dimana suhunya lebih tinggi dari udara diluar cerobong. Adanya perbedaan suhu ini menyebabkan gerakan /kecepatan udara sebagai akibat dari gaya apung yang ditimbulkan. Pergerakan dari udara ini akan membantu sirkulasi dari udara pendingin yang masuk pada cerobong yang sangat membantu dalam proses perpindahan panas penukar kalor yang secara otomatis akan meningkatkan fluks panas dari penukar kalor.

Apabila dilihat dari setiap variasi diameter pembuluh, penukar kalor dengan Dt 6.35 mm memiliki fluks panas yang lebih besar dari pada penukar kalor yang lain. Besarnya fluks panas sangat tergantung pada kondisi lapisan batas termal yang terbentuk. Secara matematis, fluks panas dapat dinyatakan :

$$q'' = -kf \cdot \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{w=0} \dots\dots\dots (4.4)$$

dimana indeks w menyatakan perpindahan panas pada dinding penukar kalor.

Semakin tipis lapisan batas termal yang terbentuk, laju perpindahan panas disekitar permukaan penukar kalor khususnya pembuluh akan terjadi lebih baik. Adapun tebal dari lapisan batas dipengaruhi oleh besarnya diameter pembuluh.



Secara matematis, hubungan antara tebal lapisan batas dengan diameter pembuluh dapat dinyatakan :

$$\delta_t \approx Dt . Ra_D^{-0.25} \dots\dots\dots (4.5)$$

dengan δ_{Tube} : Lapisan batas thermal pada pembuluh

Dt : Diameter pembuluh

Ra : Bilangan Rayleigh berdasarkan suhu pembuluh rata-rata

Dari penjelasan diatas, penukar kalor dengan Dt 6.35 mm memiliki diameter pembuluh terkecil. Untuk itu, lapisan batas termal yang terbentuk juga paling tipis sehingga perpindahan panas dapat terjadi lebih baik yang akan meningkatkan fluks panas dari penukar kalor.

Untuk penukar kalor dengan Dt 9.53 mm, walaupun diameter pembuluhnya lebih besar, fluks panas yang dihasilkan lebih besar dari penukar kalor Dt 7.94 mm. Dengan diameter pembuluh yang lebih besar, luasan dari penukar kalor Dt 9.53 mm lebih besar sehingga perpindahan panas yang terjadi juga lebih besar. Semakin besar perpindahan panas yang terjadi, $T_{\infty in}$ mengalami kenaikan yang akan meningkatkan ΔT_{∞} . Semakin besar ΔT_{∞} , gaya apung yang menyebabkan pergerakan dari udara juga semakin besar. Untuk itu, perpindahan panas yang terjadi juga semakin bagus yang akan meningkatkan fluks panas dari penukar kalor. Kemungkinan lain, semakin besar perpindahan panas yang terjadi, beda suhu antara permukaan penukar kalor dengan udara pendingin juga semakin besar yang menyebabkan harga dari bilangan Rayleigh juga mengalami peningkatan. Berdasarkan perumusan lapisan batas termal, semakin besar bilangan Rayleigh, lapisan batas yang terbentuk semakin tipis. Untuk itu,

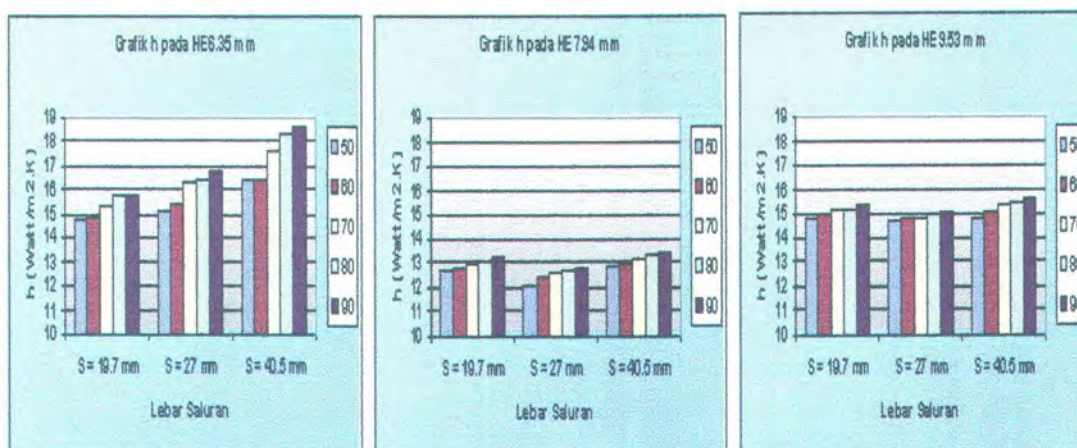


perpindahan panas antara penukar kalor dengan udara akan berlangsung lebih baik yang menyebabkan harga dari fluks panas lebih besar.

IV.4.3 Koefisien Perpindahan Panas Konveksi (h)

Koefisien perpindahan panas konveksi adalah besaran yang menunjukkan kemampuan fluida yang mengalir dalam memindahkan panas. Koefisien perpindahan panas konveksi sangat dipengaruhi oleh kondisi lapisan batas yang terbentuk pada permukaan penukar kalor. Sedangkan lapisan batas ini sendiri dipengaruhi oleh beberapa faktor diantaranya geometri dari permukaan penukar kalor, gerakan fluida dan properties dari fluida itu sendiri.

Dari faktor-faktor diatas, pemvariasian lebar cerobong (S) akan berpengaruh pada kondisi lapisan batas yang terbentuk serta gerakan fluida yang terjadi. Dengan bertambahnya S untuk setiap variasi suhu fluida kerja, koefisien perpindahan panas konveksi (h) akan mengalami kenaikan. Hal ini dapat dijelaskan sebagai berikut :



Grafik 4.3 Grafik koefisien perpindahan panas konveksi pada setiap variasi diameter pembuluh



Untuk setiap kenaikan S , akan terdapat cukup ruang berkembangnya lapisan batas termal yang terbentuk pada permukaan penukar kalor dan dinding cerobong. Dengan semakin besar lebar cerobong, kemungkinan bertemunya lapisan batas termal sepanjang tinggi cerobong akan semakin kecil. Tidak bertemunya kedua lapisan batas tersebut maka tidak akan ada tambahan tahanan termal sehingga laju perpindahan panas semakin besar dimana h juga akan ikut besar.

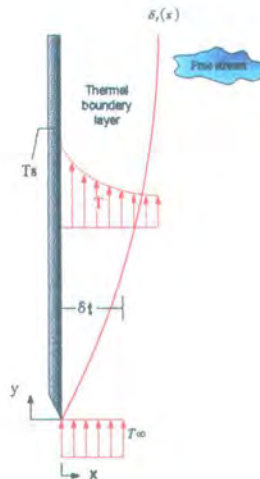
Dari gambar 4.7 diketahui bahwa penukar kalor dengan D_t 6.35 mm memiliki koefisien perpindahan panas konveksi terbesar diikuti dengan penukar kalor dengan D_t 9.53 mm dan penukar kalor dengan D_t 7.94 mm memiliki koefisien perpindahan panas konveksi yang paling kecil.

Apabila dilihat dari luasan permukaan penukar kalor, penukar kalor dengan D_t 6.35 mm memiliki harga h yang paling besar dan penukar kalor dengan D_t 7.94 mm memiliki h yang paling rendah. Secara teori, seharusnya penukar kalor dengan D_t 6.35 mm memiliki h yang paling rendah karena luasan permukaannya yang paling kecil. Untuk menjelaskan kondisi ini, perlu diketahui dasar-dasar pemikiran sebagai berikut :

Besarnya lapisan batas termal yang terbentuk pada penukar kalor untuk fluida dengan bilangan Prandtl berorder 1 atau lebih ($Pr \gg 1$) dapat didekati dengan suatu hubungan seperti pada persamaan (4.5). Pada persamaan ini, diketahui bahwa tebal lapisan batas termal yang terbentuk pada penukar kalor, tebalnya dipengaruhi oleh besarnya diameter dari pembuluh. Semakin besar diameter pembuluh, lapisan batas yang terbentuk semakin tebal.



Hal lain yang perlu diketahui adalah hubungan antara tebal lapisan batas termal dengan koefisien perpindahan panas konveksi. Secara sederhana dapat digambarkan sebagai berikut :



Gambar 4.5 Lapisan batas termal pada plat vertikal

Berdasarkan gambar diatas, pada sembarang jarak pada sumbu y dari leading edge, dengan menggunakan hukum Fourier pada fluida yang berada pada permukaan plat vertikal ($x = 0$), fluks panas dari plat vertikal dapat dinyatakan :

$$q'' = -k_f \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{x=0} \dots\dots\dots (4.6)$$

dengan:

k_f : konduktifitas termal dari fluida

$\partial T / \partial y$: gradient suhu permukaan plat datar

Persamaan 4.6 ini berlaku karena pada permukaan plat vertikal, fluida yang tepat berada di permukaan plat vertikal tidak bergerak/diam sehingga transfer energi yang terjadi hanya berlangsung secara *konduksi*. Persamaan fluks panas untuk perpindahan panas secara konveksi dinyatakan :

$$q'' = h.(T_s - T_\infty) \dots\dots\dots (4.7)$$



dengan h : koefisien perpindahan panas konveksi

T_s : suhu permukaan plat datar

T_∞ : suhu fluida/udara sekitar

Dengan mensubstitusikan persamaan 4.6 ke dalam persamaan 4.7 didapatkan hubungan :

$$h = \frac{-kf \frac{\partial T}{\partial y} \big|_{x=0}}{(T_s - T_\infty)} \dots\dots\dots (4.8)$$

Dari persamaan diatas, dapat dikatakan bahwa kondisi dari lapisan batas termal yang sangat mempengaruhi besarnya gradien suhu permukaan plat vertikal $\frac{\partial T}{\partial y} \big|_{x=0}$, menunjukkan besarnya laju perpindahan panas yang melewati lapisan batas. Pada $(T_s - T_\infty)$ berharga konstan yang tidak bergantung terhadap harga y , sementara tebal lapisan batas termal (δ_t) meningkat dengan bertambahnya y maka gradien suhu di dalam lapisan batas pasti mengalami penurunan. Untuk itu, harga $\frac{\partial T}{\partial y} \big|_{x=0}$ akan mengalami penurunan dengan bertambahnya y yang pada akhirnya akan menyebabkan penurunan fluks panas dan koefisien perpindahan panas konveksinya. Secara singkat, dapat dinyatakan bahwa dengan bertambah tebal lapisan batas termal yang terbentuk, akan menurunkan harga koefisien perpindahan panas konveksinya.

Dari penjelasan diatas, penukar kalor dengan D_t 6.35 mm adalah penukar kalor dengan D_t terkecil sehingga tebal lapisan batas yang terbentuk juga paling tipis. Semakin tipis lapisan batas yang terbentuk, perpindahan panas yang terjadi semakin besar sehingga harga dari h juga besar. Semakin kecil lapisan batas yang terbentuk, kemungkinan bertemunya perkembangan lapisan batas dengan dinding



cerobong juga semakin kecil dimana perpindahan panas yang terjadi tidak mendapatkan gangguan sehingga kenaikan dari harga h juga lebih besar dari penukar kalor yang lain.

Disamping itu, tidak bertemunya lapisan batas yang terbentuk di permukaan penukar kalor dengan dinding cerobong, akan terdapat ruangan diluar lapisan batas (gambar 4-5.b). Pada ruang tersebut, terdapat udara dimana suhunya lebih tinggi dari udara diluar cerobong. Adanya perbedaan suhu ini menyebabkan gerakan /kecepatan udara sebagai akibat dari gaya apung yang ditimbulkan. Pergerakan dari udara ini akan membantu sirkulasi dari udara pendingin yang masuk pada cerobong yang sangat membantu dalam proses perpindahan panas penukar kalor yang secara otomatis akan meningkatkan harga dari koefisien konveksi.

Pada penukar kalor dengan diameter yang lebih besar, perkembangan dari lapisan batas kemungkinan besar seperti pada gambar (4-5.a) dimana perkembangan lapisan batas terhalang oleh dinding cerobong. Dengan lapisan batas yang lebih tebal dan terhalangnya perkembangan dari lapisan batas oleh dinding cerobong maka perpindahan panas yang terjadi juga lebih kecil yang menyebabkan harga dari h juga turut kecil.

Penukar kalor dengan D_t 9.53 mm memiliki harga h yang lebih besar dari penukar kalor dengan D_t 7.94 mm walaupun memiliki diameter pembuluh yang lebih besar. Hal ini disebabkan karena luasan dari penukar kalor D_t 9.53 mm lebih besar sehingga perpindahan panas yang terjadi lebih besar. Semakin besar perpindahan panas yang terjadi, $T_{\infty \text{ in}}$ mengalami kenaikan yang akan



meningkatkan ΔT_{∞} . Semakin besar ΔT_{∞} , gaya apung yang menyebabkan pergerakan dari udara juga semakin besar. Untuk itu, perpindahan panas yang terjadi juga semakin bagus yang akan meningkatkan harga dari koefisien konveksi. Dengan kata lain, faktor luasan pada penukar kalor Dt 9.53 mm lebih dominan dalam menaikkan harga koefisien konveksi.

IV.4.4 Efisiensi Sirip (η_f)

Pada dasarnya, pemasangan sirip dimaksudkan untuk menambah laju perpindahan panas dari suatu permukaan dengan menambahkan luasan efektif perpindahan panas. Akan tetapi, penambahan sirip tidak selalu menaikkan laju perpindahan panas karena pemasangan sirip ini juga menambah tahanan (adanya pengelasan) pada perpindahan panas yang terjadi.

Untuk itu ada pertimbangan-pertimbangan tertentu dalam pemasangan sirip, antara lain :

- ❑ Bagaimana mengefektifkan luasan sirip dimana semua luasannya dapat berfungsi secara optimal.
- ❑ Pemilihan material yang mempunyai konduktivitas tinggi.

Fungsi lain dari pemasangan sirip adalah untuk memperkuat konfigurasi dari pembuluh dari penukar kalor woven matrix.

Efisiensi sirip adalah perbandingan antara laju perpindahan panas aktual pada kawat yang berfungsi sebagai sirip/fin dengan laju perpindahan panas maksimum dari kawat/sirip yang dapat terjadi. Laju perpindahan panas maksimum dapat terjadi pada saat suhu kawat (T_w) sama dengan suhu



base/dasarnya dimana pada penukar kalor ini adalah suhu pembuluh (T_t). Dengan asumsi koefisien perpindahan panas konveksi (h) konstan sepanjang penukar kalor maka efisiensi sirip dapat dinyatakan sebagai perbandingan antara ($T_w - T_\infty$) dengan ($T_t - T_\infty$).

Secara matematis dapat dinyatakan :

$$\eta_f = \frac{\bar{T}_w - T_\infty}{\bar{T}_t - T_\infty} \dots\dots\dots (4.9)$$

dengan :

\bar{T}_w = suhu sirip (kawat)

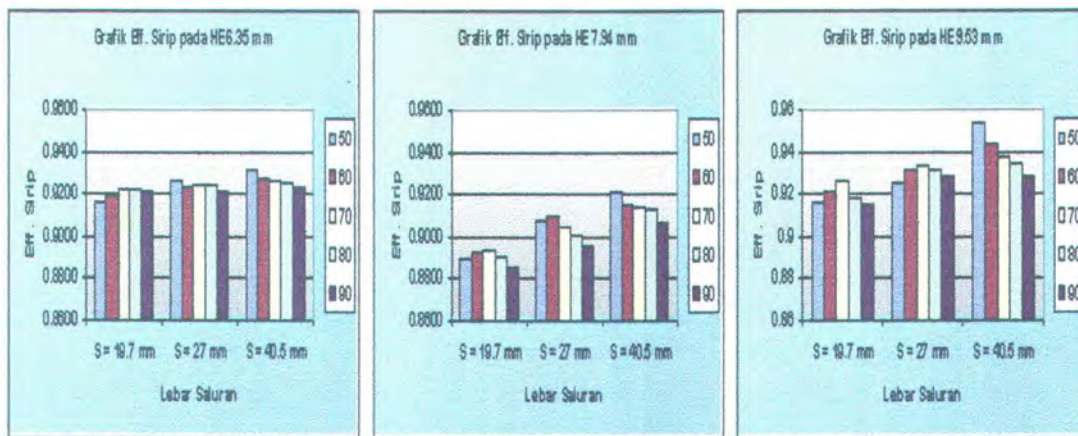
\bar{T}_t = suhu dasar (pembuluh)

T_∞ = suhu udara sekeliling

Untuk variasi lebar cerobong (S) terkecil (S 19.7 mm), efisiensi sirip akan naik dan kemudian akan turun dengan bertambahnya suhu fluida kerja. Hal ini disebabkan karena dengan naiknya suhu, kemampuan pembuluh untuk melepas panas secara konveksi akan berkurang. Untuk itu perpindahan panas secara konduksi ke kawat akan semakin besar yang akan menaikkan suhu kawat. Dengan naiknya suhu kawat maka efisiensi sirip akan mengalami kenaikan. Pada suatu kondisi, dengan kenaikan suhu fluida masuk, efisiensi sirip akan turun. Hal ini disebabkan karena efek dari kecepatan udara pendingin sebagai akibat dari efek cerobong sudah mulai tampak dan memegang peranan penting dalam mendinginkan permukaan perpindahan panas yang menyebabkan penurunan suhu kawat (T_w) sehingga efisiensi sirip akan mengalami penurunan.



Pada gambar 4.8 di bawah ini dapat dilihat pengaruh lebar cerobong terhadap efisiensi sirip pada setiap variasi diameter pembuluh :



Grafik 4.4 Grafik efisiensi sirip pada setiap variasi diameter pembuluh

Untuk variasi lebar cerobong (S) yang lebih besar (S 27 mm dan S 40.5 mm), pada suhu fluida terendah, efisiensi sirip mula-mula akan berharga tinggi dan akan turun dengan naiknya suhu fluida kerja. Dengan semakin lebar cerobong, perpindahan panas yang terjadi antara penukar kalor yang terdiri dari pembuluh dan kawat dengan udara pendingin akan semakin baik dimana akan menurunkan suhu permukaan perpindahan panas (pembuluh dan kawat). Selain itu, efek kecepatan udara pendingin yang timbul sebagai akibat dari pemasangan cerobong sudah mulai memegang peranan penting dalam sirkulasi fluida pendingin dan sekaligus membantu pendinginan dari luasan perpindahan panas. Dengan turunnya suhu kawat (T_w) dan suhu pembuluh (T_t) dalam perbandingan tertentu dimana penurunan dari suhu kawat (T_w) lebih besar dari suhu pembuluh (T_t) maka efisiensi sirip akan mengalami penurunan.



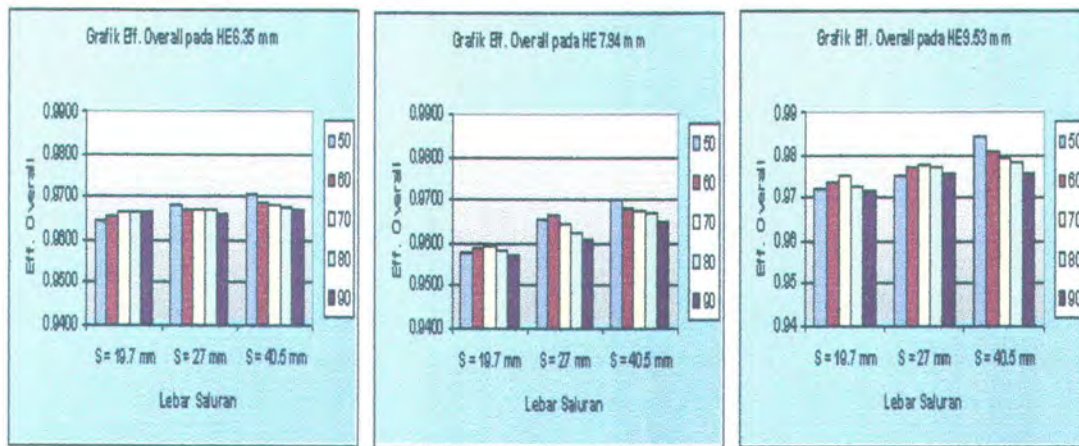
IV.4.5 Efisiensi Overall (η_o)

Efisiensi penukar kalor menunjukkan kemampuan aktual penukar kalor dalam melepaskan panas dibandingkan dengan pelepasan panas maksimal yang mungkin dapat terjadi. Perpindahan panas aktual adalah laju perpindahan panas dari penukar kalor yang melewati pembuluh dan kawat/sirip, dimana suhu dari kawat tidak sama dengan suhu dasarnya/suhu pembuluh.

Berdasarkan persamaan 2.33 pada bab terdahulu, efisiensi penukar kalor akan tinggi dengan tingginya efisiensi sirip. Seperti pada grafik efisiensi sirip, pada variasi lebar cerobong (S) terkecil (19.7 mm) di setiap penukar kalor, efisiensi overall akan naik seiring dengan kenaikan suhu fluida kerja dan kemudian akan mengalami penurunan. Pada suhu masuk fluida kerja yang rendah, pembuluh masih dapat melepas panas secara konveksi bebas ke udara dengan baik sehingga peranan kawat/sirip masih belum optimal. Dengan naiknya suhu masuk fluida kerja, pembuluh tidak mampu lagi melepaskan panas secara konveksi bebas dengan baik sehingga peran kawat sebagai sirip dalam membantu melepaskan panas sangat diperlukan. Kawat sebagai perluasan perpindahan panas pada mulanya akan menerima panas dari pembuluh melalui proses perpindahan panas secara konduksi dan kemudian meneruskannya ke udara melalui proses perpindahan panas secara konveksi bebas. Mulai berperannya kawat dalam membantu proses perpindahan panas akan meningkatkan suhu rerata dari kawat tersebut yang akan meningkatkan efisiensi dari sirip sehingga harga efisiensi overallnya juga mengalami peningkatan.



Harga dari efisiensi overall pada masing-masing penukar kalor dapat dilihat dari grafik dibawah ini :



Grafik 4.5 Grafik efisiensi overall pada setiap variasi diameter pembuluh

Pada variasi lebar cerobong (S) yang lebih besar (27mm dan 40.5 mm), seperti pada efisiensi sirip, pada mulanya efisiensi akan tinggi dan kemudian akan turun seiring dengan bertambahnya suhu fluida masuk. Turunnya efisiensi overall ini disebabkan karena dengan semakin lebar cerobong, kemampuan pembuluh dalam membuang panas secara konveksi bebas akan semakin baik yang ditunjang dengan adanya efek kecepatan yang ditimbulkan dari pemasangan cerobong. Kedua kondisi inilah yang akan menurunkan harga rerata dari suhu kawat yang tidak sebanding dengan naiknya suhu rerata dari pembuluh sehingga harga efisiensi sirip turun yang menyebabkan efisiensi overallnya juga mengalami penurunan.

Pada penukar kalor dengan Dt 9.53 mm, trend grafik dari efisiensi overall pada variasi lebar cerobong (S 27 mm) masih sama dengan trend grafik efisiensi overall pada (S 19.7 mm). Hal ini disebabkan karena penukar kalor dengan Dt 9.53 mm adalah penukar kalor dengan diameter pembuluh terbesar dimana



memiliki laju perpindahan panas yang terbesar pula. Dengan lebar cerobong (S) 27 mm, perpindahan panas antara penukar kalor dengan udara pendingin yang berada di dalam cerobong berlangsung kurang baik sehingga menyebabkan akumulasi panas yang akan meningkatkan suhu kawat. Dengan naiknya suhu kawat, maka efisiensi sirip akan naik yang menyebabkan efisiensi overall mengalami kenaikan pula.

IV.5 Pengecekan Kondisi Operasi Optimal Penukar Kalor

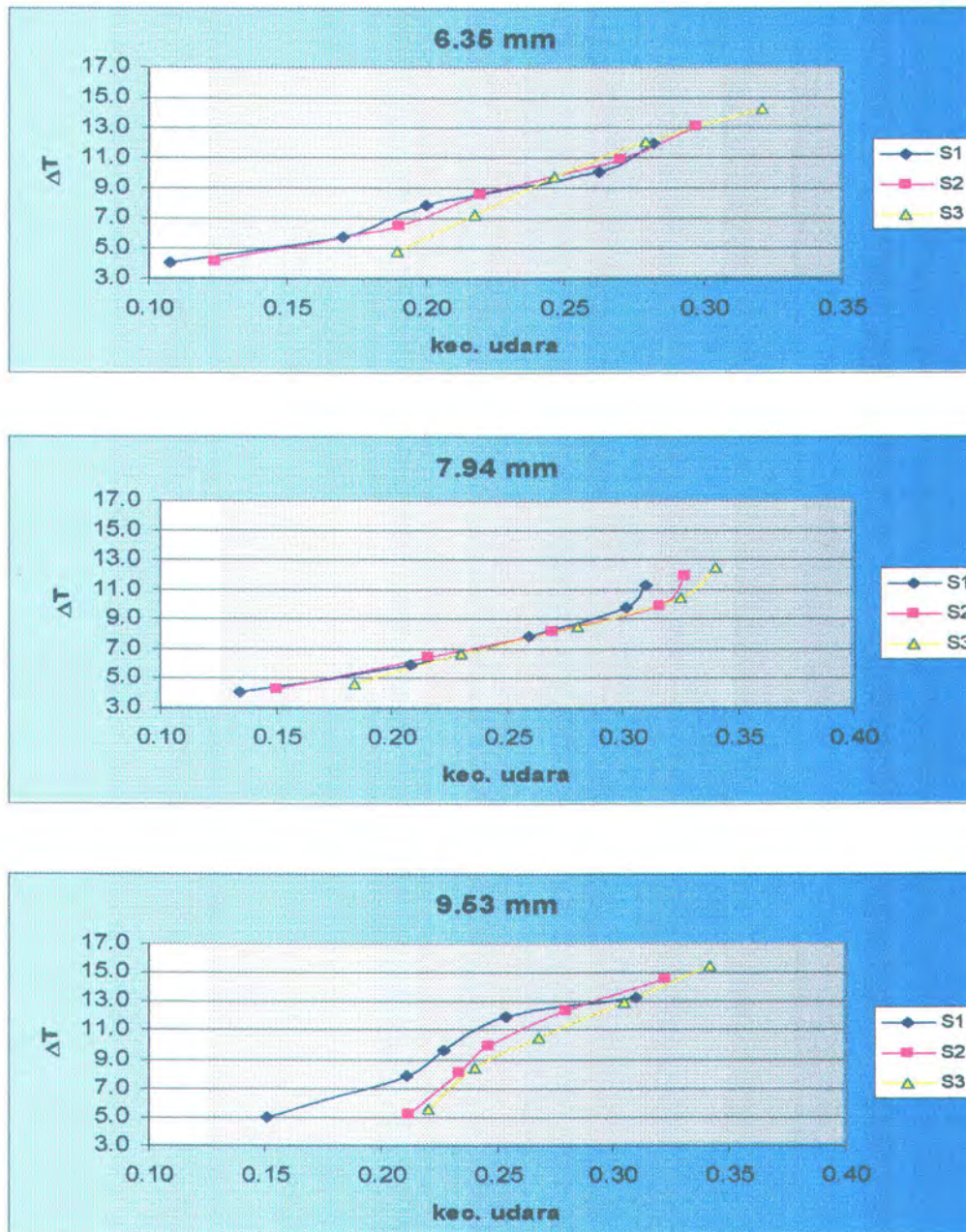
Untuk mengetahui kondisi optimal dari pengoperasian penukar kalor, perlu diketahui hubungan antara kenaikan beda suhu masuk dan keluar dari fluida kerja (ΔT_f) dengan kecepatan udara yang terjadi.

Pada lebar cerobong yang sama, semakin tinggi suhu fluida kerja ($T_{f_{in}}$), kenaikan dari ΔT dan kecepatan udara relatif sama yang ditunjukkan dengan grafik yang lurus. Dari grafik dapat dilihat bahwa pada lebar saluran terbesar atau pada diameter pembuluh 9.53 mm, trend grafik kenaikan ΔT dan kecepatan udara membentuk kurva parabolik terbuka kebawah yang menandakan terdapat kondisi optimum dari pengoperasian penukar kalor. Kondisi optimum kemungkinan besar dapat dicapai pada suhu operasi/ $T_{f_{in}}$ lebih tinggi dari 90° C.

Untuk suhu masuk fluida kerja yang sama, secara umum grafik kenaikan ΔT dan kecepatan udara mengalami peningkatan seiring dengan bertambah lebar saluran. Grafik yang terbentuk adalah parabolik terbuka kebawah yang menunjukkan adanya kondisi optimal dari pengoperasian penukar kalor. Pada penukar kalor Dt 6.35 mm, kondisi optimal terjadi pada lebar saluran (S) terbesar



(40.5 mm). Sedangkan pada penukar kalor dengan diameter pembuluh yang lebih besar (7.94 mm dan 9.53 mm) kondisi optimal terjadi pada lebar saluran 27 mm. Pada kedua kondisi ini, dihasilkan ΔT_f terbesar yang menunjukkan perpindahan panas terbesar yang terjadi pada penukar kalor.



Grafik 4.6 Grafik hubungan kenaikan ΔT dengan kecepatan udara



IV.6 Korelasi Empiris

Dengan mendefinisikan S^* adalah rasio antara diameter pembuluh dengan lebar cerobong $\left(\frac{Dt}{S}\right)$ dan bilangan Rayleigh $\left\{Ra_s = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot S^3}{\nu \cdot \alpha}\right\}$ maka secara persamaan bilangan Nusselt dapat dinyatakan :

$$\bar{Nu} = f(Ra_s, S^*) \quad \dots\dots\dots (4.10)$$

Dari persamaan diatas, yang paling dapat menggambarkan fenomena fisik yang terjadi adalah :

$$\bar{Nu}_s = a_o \cdot Ra_s^{a_1} \cdot S^{*a_2} \quad \dots\dots\dots (4.11)$$

Untuk mendapatkan harga a_o , a_1 dan a_2 maka persamaan diatas dibuat ke dalam bentuk persamaan logaritmik di kedua ruasnya, sehingga :

$$\log \bar{Nu}_s = \log(a_o \cdot Ra_s^{a_1} \cdot S^{*a_2}) \quad \dots\dots\dots (4.12)$$

$$\log \bar{Nu}_s = \log a_o + a_1 \cdot \log Ra_s + a_2 \cdot \log S^* \quad \dots\dots\dots (4.13)$$

misal : $y = \log \bar{Nu}_s$; $x_1 = \log Ra_s$; $x_2 = \log S^*$

Dengan menggunakan metode linear berganda, didapatkan kumpulan persamaan linear simultan sebagai berikut :

$$N \cdot \log a_o + \sum x_1 \cdot a_1 + \sum x_2 \cdot a_2 = \sum y$$

$$\sum x_1 \cdot \log a_o + \sum x_1^2 \cdot a_1 + \sum (x_1 \cdot x_2) \cdot a_2 = \sum (y \cdot x_1)$$

$$\sum x_2 \cdot \log a_o + \sum (x_1 \cdot x_2) \cdot a_1 + \sum x_2^2 \cdot a_2 = \sum (y \cdot x_2)$$

dengan : N adalah jumlah data



Dari kumpulan persamaan diatas, dengan bantuan software "MATHCAD 2000" dapat diperoleh harga dari $\log a_0$, a_1 , a_2 sebagai berikut :

$$\log a_0 = -0.221$$

sehingga diperoleh harga a_0 sebesar 0.601

$$a_1 = 0.217$$

$$a_2 = -0.381$$

Berdasarkan persamaan 4.11 didapatkan korelasi antara bilangan Nusselt dengan bilangan Rayleigh dan S^* sebagai berikut :

$$\overline{Nu}_S = 0.601.Ra_S^{0.217}.S^{*-0.381}$$

atau dapat dituliskan :

$$\overline{Nu}_S = \frac{0.601.Ra_S^{0.217}}{S^{*0.381}} \dots\dots\dots (4.14)$$

Dengan batasan :

$$72406.7 \leq Ra_S \leq 1661308.5$$

$$0.15679 \leq S^* \leq 0.48376$$

Data dari bilangan \overline{Nu}_S , Ra_S dan S^* beserta harga logaritmik dari masing-masing variabel yang ada ditabelkan seperti pada tabel 4.4 berikut :



Tabel 4.4 Data masing-masing variabel pada ketiga penukar kalor

Tipe HE	S*	Nu _s	Ra _s	log Nu _s	log Ra _s	log S*	x1 ²	x2 ²	x1.x2	y.x1	y.x2
				y	x1	x2					
I	0.32234	11.2008	72406.6	1.04925	4.85978	-0.4917	23.6174	0.24176	-2.3895	5.09912	-0.5159
	0.32234	11.1193	87921.2	1.04608	4.94409	-0.4917	24.4441	0.24176	-2.431	5.17191	-0.5143
	0.32234	11.3305	102576	1.05425	5.01105	-0.4917	25.1106	0.24176	-2.4639	5.28289	-0.5184
	0.32234	11.527	114744	1.06171	5.05973	-0.4917	25.6009	0.24176	-2.4878	5.37199	-0.522
	0.32234	11.3753	115834	1.05596	5.06384	-0.4917	25.6424	0.24176	-2.4899	5.34722	-0.5192
	0.23519	15.7633	193307	1.19765	5.28625	-0.6286	27.9444	0.39513	-3.3229	6.33106	-0.7528
	0.23519	15.9112	258163	1.2017	5.41189	-0.6286	29.2886	0.39513	-3.4019	6.50349	-0.7554
	0.23519	16.6	281767	1.22011	5.44989	-0.6286	29.7013	0.39513	-3.4257	6.64945	-0.7669
	0.23519	16.4611	320097	1.21646	5.50528	-0.6286	30.3081	0.39513	-3.4606	6.69695	-0.7647
	0.23519	16.744	331639	1.22386	5.52067	-0.6286	30.4777	0.39513	-3.4702	6.75652	-0.7693
	0.15679	25.6165	718898	1.40852	5.85667	-0.8047	34.3006	0.64751	-4.7128	8.24923	-1.1334
	0.15679	25.5381	946507	1.40719	5.97612	-0.8047	35.7141	0.64751	-4.8089	8.40953	-1.1323
	0.15679	26.9109	1049900	1.42993	6.02115	-0.8047	36.2542	0.64751	-4.8451	8.60981	-1.1506
	0.15679	27.8329	1084787	1.44456	6.03534	-0.8047	36.4254	0.64751	-4.8565	8.71841	-1.1624
	0.15679	27.9926	1148062	1.44704	6.05997	-0.8047	36.7232	0.64751	-4.8763	8.76903	-1.1644
II	0.40305	9.64391	74925.5	0.98425	4.87463	-0.3946	23.762	0.15575	-1.9238	4.79787	-0.3884
	0.40305	9.57161	90844.2	0.98099	4.9583	-0.3946	24.5847	0.15575	-1.9568	4.86402	-0.3871
	0.40305	9.56882	101298	0.98086	5.0056	-0.3946	25.056	0.15575	-1.9754	4.90979	-0.3871
	0.40305	9.41363	113362	0.97376	5.05447	-0.3946	25.5476	0.15575	-1.9947	4.92182	-0.3843
	0.40305	9.49457	112795	0.97748	5.05229	-0.3946	25.5256	0.15575	-1.9939	4.93849	-0.3858
	0.29407	12.609	222033	1.10068	5.34642	-0.5315	28.5842	0.28254	-2.8419	5.8847	-0.5851
	0.29407	12.7788	278793	1.10649	5.44528	-0.5315	29.6511	0.28254	-2.8944	6.02516	-0.5881
	0.29407	12.8237	294203	1.10801	5.46865	-0.5315	29.9061	0.28254	-2.9068	6.05934	-0.589
	0.29407	12.7205	318784	1.1045	5.5035	-0.5315	30.2885	0.28254	-2.9253	6.07864	-0.5871
	0.29407	12.6749	341820	1.10294	5.5338	-0.5315	30.6229	0.28254	-2.9415	6.10347	-0.5863
	0.19605	20.1443	751490	1.30415	5.87592	-0.7076	34.5285	0.50075	-4.158	7.6631	-0.9229
	0.19605	20.0511	970374	1.30214	5.98694	-0.7076	35.8434	0.50075	-4.2366	7.79582	-0.9214
	0.19605	20.0203	1031971	1.30147	6.01367	-0.7076	36.1642	0.50075	-4.2555	7.82661	-0.921
	0.19605	20.2078	1139850	1.30552	6.05685	-0.7076	36.6854	0.50075	-4.286	7.90733	-0.9238
	0.19605	20.1113	1217653	1.30344	6.08552	-0.7076	37.0336	0.50075	-4.3063	7.93211	-0.9224
III	0.48376	11.3024	92156.4	1.05317	4.96453	-0.3154	24.6465	0.09946	-1.5657	5.22848	-0.3321
	0.48376	11.2451	126914	1.05096	5.10351	-0.3154	26.0458	0.09946	-1.6095	5.3636	-0.3314
	0.48376	11.2332	135467	1.0505	5.13183	-0.3154	26.3357	0.09946	-1.6184	5.39101	-0.3313
	0.48376	11.1119	151788	1.04579	5.18124	-0.3154	26.8452	0.09946	-1.634	5.41848	-0.3298
	0.48376	11.0737	147503	1.04429	5.1688	-0.3154	26.7165	0.09946	-1.6301	5.39775	-0.3293
	0.35296	15.3011	252923	1.18472	5.40299	-0.4523	29.1923	0.20455	-2.4436	6.40105	-0.5358
	0.35296	15.165	352306	1.18084	5.54692	-0.4523	30.7683	0.20455	-2.5087	6.55004	-0.5341
	0.35296	15.099	384676	1.17895	5.5851	-0.4523	31.1933	0.20455	-2.526	6.58454	-0.5332
	0.35296	15.1045	432573	1.17911	5.63606	-0.4523	31.7652	0.20455	-2.549	6.64551	-0.5333
	0.35296	14.9896	453291	1.17579	5.65638	-0.4523	31.9946	0.20455	-2.5582	6.65071	-0.5318
	0.23531	23.2906	904874	1.36718	5.95659	-0.6284	35.4809	0.39484	-3.7429	8.14373	-0.8591
	0.23531	23.343	1234686	1.36816	6.09156	-0.6284	37.1071	0.39484	-3.8277	8.33421	-0.8597
	0.23531	23.5822	1360679	1.37258	6.13376	-0.6284	37.623	0.39484	-3.8542	8.4191	-0.8625
	0.23531	23.3871	1532634	1.36898	6.18544	-0.6284	38.2596	0.39484	-3.8867	8.46772	-0.8602
	0.23531	23.4241	1661308	1.36966	6.22045	-0.6284	38.694	0.39484	-3.9087	8.51992	-0.8606
Σ				53.3916	248.289	-24.774	1378	14.6114	-138.9	297.191	-30.246



Setelah didapat korelasi empiris $\overline{Nu_s} = f(Ra_s, S^*)$ maka persamaan (4.19) perlu diuji secara statistik. Pengujian ini perlu dilakukan untuk mengetahui tingkat kepercayaan persamaan yang dihasilkan dan untuk menentukan parameter yang berpengaruh signifikan. Dengan bantuan perangkat lunak *SPSS 10.0 for Windows*, didapatkan output data sebagai berikut :

Deskriptif statistik data terstandarisasi diperoleh sebagai berikut :

Descriptive Statistics

	Mean	Std. Deviation	N
LOGNUS	1.1865	.1479	45
LOGRAS	5.5175	.4281	45
LOGSTAR	-.5505	.1487	45

Korelasi antar variabel, didapatkan sebagai berikut :

Correlations

		LOGNUS	LOGRAS	LOGSTAR
Pearson Correlation	LOGNUS	1.000	.934	-.881
	LOGRAS	.934	1.000	-.790
	LOGSTAR	-.881	-.790	1.000
Sig. (1-tailed)	LOGNUS	.	.000	.000
	LOGRAS	.000	.	.000
	LOGSTAR	.000	.000	.
N	LOGNUS	45	45	45
	LOGRAS	45	45	45
	LOGSTAR	45	45	45

Dari tabel output korelasi antar variabel diatas, terlihat bahwa variabel S^* memiliki korelasi negatif. Artinya bahwa setiap kenaikan harga S^* akan mengakibatkan penurunan dari harga $\overline{Nu_s}$.



Metode pengolahan data :

Variables Entered/Removed^a

Model	Variables Entered	Variables Removed	Method
1	LOGSTAR, LOGRAS		Enter

- a. All requested variables entered.
b. Dependent Variable: LOGNUS

Tingkat kepercayaan data :

Model Summary

Model	R	R Square	Adjusted R Square	Std. Error of the Estimate
1	.962 ^a	.926	.923	4.109E-02

- a. Predictors: (Constant), LOGSTAR, LOGRAS

Pengujian data :

ANOVA^b

Model		Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
1	Regression	.892	2	.446	264.089	.000 ^a
	Residual	7.090E-02	42	1.688E-03		
	Total	.962	44			

- a. Predictors: (Constant), LOGSTAR, LOGRAS
b. Dependent Variable: LOGNUS

Korelasi antar variabel :

Coefficients^a

Model		Unstandardized Coefficients		Standardized Coefficients	t	Sig.	Correlations		
		B	Std. Error	Beta			Zero-order	Partial	Part
1	(Constant)	-.228	.103		-2.201	.033			
	LOGRAS	.218	.024	.632	9.255	.000	.934	.819	.388
	LOGSTAR	-.380	.068	-.382	-5.586	.000	-.881	-.653	-.234

- a. Dependent Variable: LOGNUS



Pembahasan dari pengujian secara statistik diatas adalah sebagai berikut :

Untuk mengetahui kuat lemahnya hubungan variabel-variabel bebas secara simultan (bersama-sama) dengan variabel terikat digunakan koefisien korelasi berganda (R). Hasil pengolahan data dengan menggunakan SPSS diperoleh nilai koefisien korelasi berganda (R) dan nilai koefisien determinasi berganda yang disajikan pada Tabel 4.5 di bawah ini.

Tabel 4.5 Nilai Koefisien Korelasi dan Determinasi Berganda.

Koefisien	Nilai
Koefisien korelasi berganda (R)	0.962
Koefisien determinasi berganda (<i>R Square</i>)	0.926
Koefisien determinasi berganda yang sebenarnya (<i>Adjusted R Square</i>)	0.923

Sumber: Output Program Komputer SPSS 10

Keeratan hubungan masing-masing variabel bebas dengan variabel terikat dapat dilacak dari nilai koefisien korelasi parsial (*r*), sedangkan tingkat pengaruh masing-masing variabel bebas terhadap variabel terikat diketahui dari nilai koefisien determinan secara parsial (*individu*). Berdasarkan hasil pengolahan data dengan menggunakan SPSS diperoleh nilai koefisien korelasi parsial dan koefisien determinasi parsial sebagaimana disajikan pada Tabel 4.6 di bawah ini.

Tabel 4.6 Nilai Koefisien Korelasi dan Koefisien Determinasi Parsial

Hubungan Variabel bebas dengan variabel terikat	Nilai Koefisien	
	Korelasi Parsial (<i>r</i>)	Determinasi Parsial (<i>r</i> ²)
R_{aS} (X_1) dan N_{uS} (Y)	0.819	0.388
S^* (X_2) dan N_{uS} (Y)	-0.653	-0.234

Sumber: Output Program Komputer SPSS 10



Dari tabel diatas dapat dilihat bahwa hubungan R_{as} dengan $\overline{Nu_s}$ memiliki korelasi parsial terbesar. Artinya pengaruh R_{as} lebih signifikan dibandingkan kedua variabel bebas yang lain (S^*).

Nilai koefisien determinasi berganda (*R Square*) berdasarkan hasil pengolahan data dengan menggunakan SPSS adalah sebesar 0.926. Hal ini menunjukkan bahwa 92.6 % variasi (kenaikan atau penurunan) tingkat Nu_s (Y) yang mampu dijelaskan oleh variabel-variabel R_{as} (X_1) dan S^* (X_2), sedangkan sisanya sebesar 7.4 % merupakan error diluar variabel-variabel bebas.

Adjusted R Square atau dikenal juga sebagai R^2 yang telah disesuaikan adalah R^2 yang telah dibebaskan dari pengaruh derajat bebas. Hal ini berarti bahwa R^2 benar-benar menunjukkan bagaimana pengaruh variabel bebas yaitu R_{as} (X_1) dan S^* (X_2), terhadap variabel terikat Nu_s (Y). *Adjusted R²* diperoleh 0.923. Hal ini menunjukkan bahwa pengaruh variabel-variabel bebas terhadap variabel terikat adalah sebesar 92.3 %, sedangkan sisanya sebesar 7.7 % dipengaruhi oleh variabel lain diluar variabel penelitian.



BAB V

PENUTUP





BAB V

PENUTUP

V.1 KESIMPULAN

Berdasarkan pembahasan dari bab-bab sebelumnya dapat diambil beberapa kesimpulan, antara lain :

1. Sampai dengan penambahan lebar cerobong tertentu, laju perpindahan panas penukar kalor mengalami kenaikan. Dengan semakin lebar cerobong, laju aliran massa udara pendingin mengalami kenaikan yang sangat membantu dalam proses perpindahan panas pada penukar kalor.
2. Penukar kalor Dt 6.35 mm memiliki perpindahan panas terbaik yang ditandai dengan harga koefisien konveksi tertinggi.
3. Kondisi pengoperasian penukar kalor terbaik dicapai pada lebar cerobong 40.5 mm untuk penukar kalor Dt 6.35 mm dan lebar cerobong 27 mm untuk penukar kalor Dt 7.94 mm dan 9.53 mm yang ditandai dengan beda suhu masuk dan keluar fluida kerja (ΔT_f) terbesar.
4. Terdapat suatu korelasi empiris antara bilangan Nusselt dengan bilangan Rayleigh dan geometri yang dinyatakan :

$$\overline{Nu}_s = \frac{0.601.Ra_s^{0.217}}{S^{*0.381}}$$

dengan batasan :

$$72406.7 \leq Ra_s \leq 1661308.5 \text{ dan } 0.15679 \leq S^* \leq 0.48376$$



V.2 SARAN

Perlu dilakukan penelitian lebih lanjut untuk mendapatkan lebar saluran/cerobong optimal pada suhu fluida kerja yang lebih tinggi mengingat efek cerobong mulai berperan dalam membantu proses perpindahan panas pada suhu fluida kerja yang tinggi. Pada penelitian ini diperoleh hasil, penukar kalor Dt 7.94 mm memiliki unjuk kerja paling rendah. Untuk itu perlu dilakukan penelitian dengan menggunakan diameter pembuluh antara 6.35mm-7.94 mm dan diameter pembuluh antara 7.94 mm-9.53 mm.



DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR PUSTAKA

1. **Arsana, I Made**, 2001, "Studi Eksperimental Pengaruh Geometri Kawat Terhadap Efisiensi Penukar Panas Pembuluh dan Kawat Konveksi Bebas", Thesis, Teknik Mesin ITS, Surabaya.
2. **Bhattacharya, Gauri K. and Richard A. Johnson**, 1977, "Statistical Concepts and Methods", John Wiley & Sons, Inc., New York.
3. **Bejan, A.**, 1993, "Heat Transfer", John Wiley & Sons, Inc., New York.
4. **Chapra, Steven C. and Raymond P. Canale**, 1985, "Numerical Methods for Engineers", Mc Graw-Hill, New York.
5. **Cengel, Y.A.**, 1998, "Heat Transfer a Practical Approach", McGraw-Hill, New York.
6. **Hagen, Kirk D.**, 1999, "Heat Transfer With Application", Prentice-Hall Inc., New Jersey.
7. **Hoke, JL, Clausing, AM dan Swofford T.D.**, 1997, "An Experiment Investigation of Convective Heat Transfer from Wire on Tube Heat Exchanger", Journal of Heat Transfer Vol.119, pp 348-356.
8. **Incropera, Frank P. and David P. Dewit**, 1999, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", Fourth Edition, John Wiley and Sons Co, New York.
9. **Janna, William S.**, 2000, "Engineering Heat Transfer", CRC Press LLC, Florida.
10. **Kreith, F dan Prijono, A.**, 1986, "Prinsip-Prinsip Perpindahan Panas", Edisi ketiga, Penerbit Erlangga, Jakarta.

11. **Oosthuizen, Patrick H. and David Naylor**, 1999, "An Introduction to Convective Heat Transfer Analysis", Mc GrawHill, Singapore.
12. **Raheditya, Risang**, 2002, "Studi Eksperimental Pengaruh Rasio Diameter Kawat-Diameter Pembuluh Terhadap Unjuk Kerja Penukar Panas Woven Matrix Anyaman Ganda", Tugas Akhir, Teknik Mesin ITS, Surabaya.
13. **Solichin, Achmad**, 2002, "Studi Eksperimental Pengaruh Ratio Diameter Kawat – Diameter Pembuluh Terhadap Unjuk Kerja Penukar Panas Woven Matrix", Tugas Akhir, Teknik Mesin ITS, Surabaya.
14. **Susilo, Haris**, 2001, "Studi Eksperimental Pengaruh Kawat Woven Matrix Terhadap Unjuk Kerja Penukar Panas Serpentine Tube Konveksi Bebas", Tugas Akhir, Teknik Mesin ITS, Surabaya.
15. **Tanda, G, and Tagliafico, L**, 1993, "Free Convection Heat Transfer From Wire and Tube Heat Exchangers", Journal of Heat Transfer, vol. 119, pp 370 - 372.



LAMPIRAN

LAMPIRAN A

A

A-1 Gambar Woven Matrix H.E Dengan $Dt = 9.53 \text{ mm}$

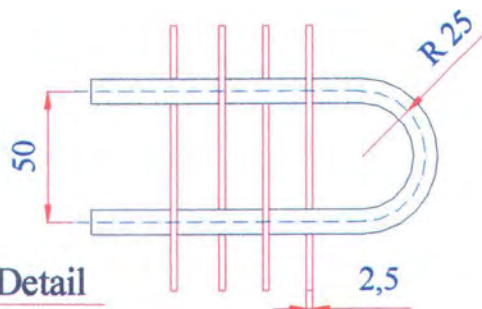
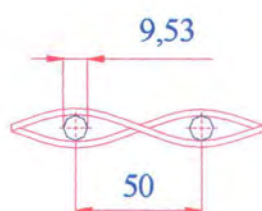
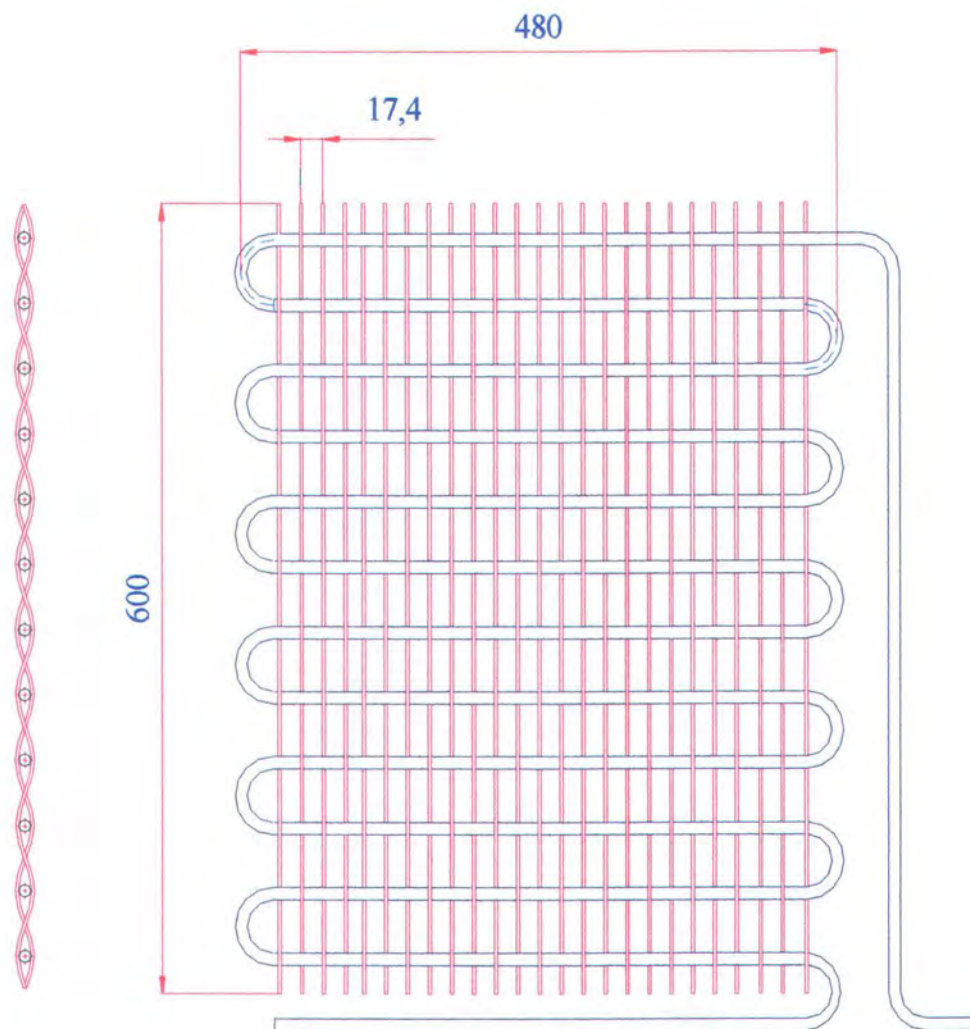
A-2 Gambar Woven Matrix H.E Dengan $Dt = 7.94 \text{ mm}$

A-3 Gambar Woven Matrix H.E Dengan $Dt = 6.35 \text{ mm}$

A-4 Sketsa Cerobong

Gambar Woven Matrix H.E.
Dengan $Dt = 9.53 \text{ mm}$

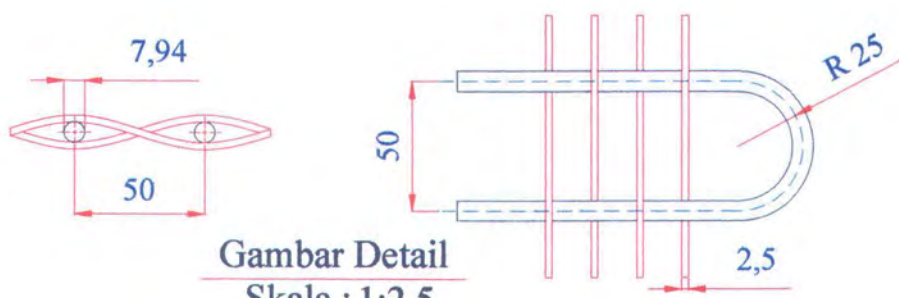
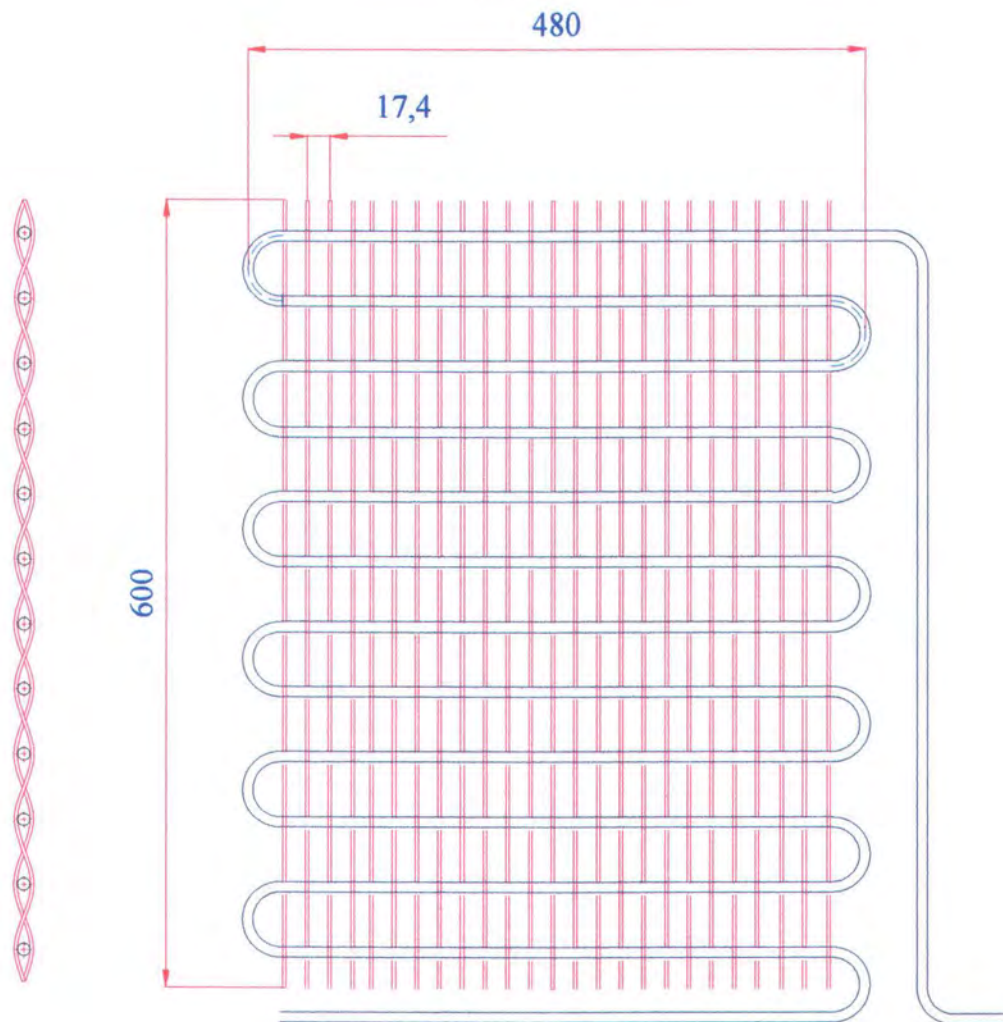
Skala 1:5



Gambar Detail
Skala : 1:2,5

Gambar Woven Matrix H.E.
Dengan Dt = 7.94 mm

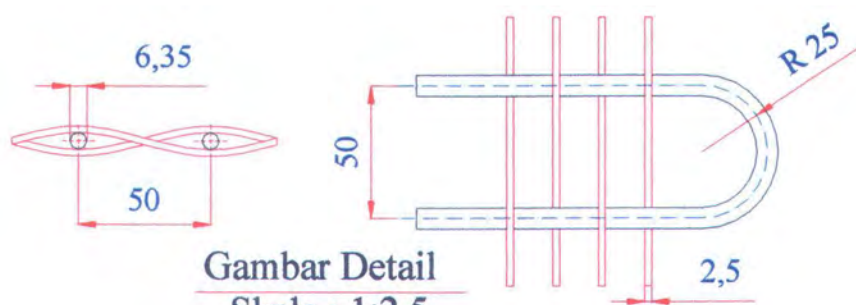
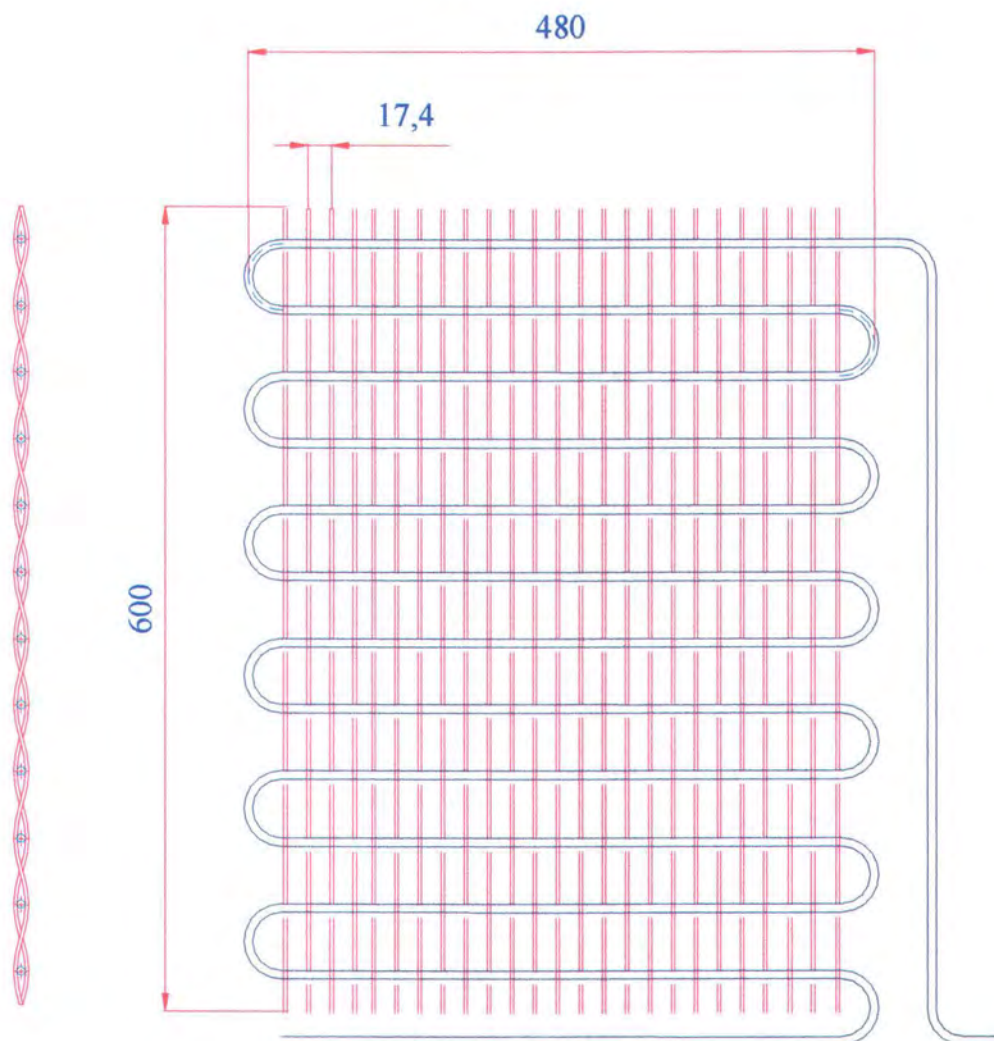
Skala 1:5



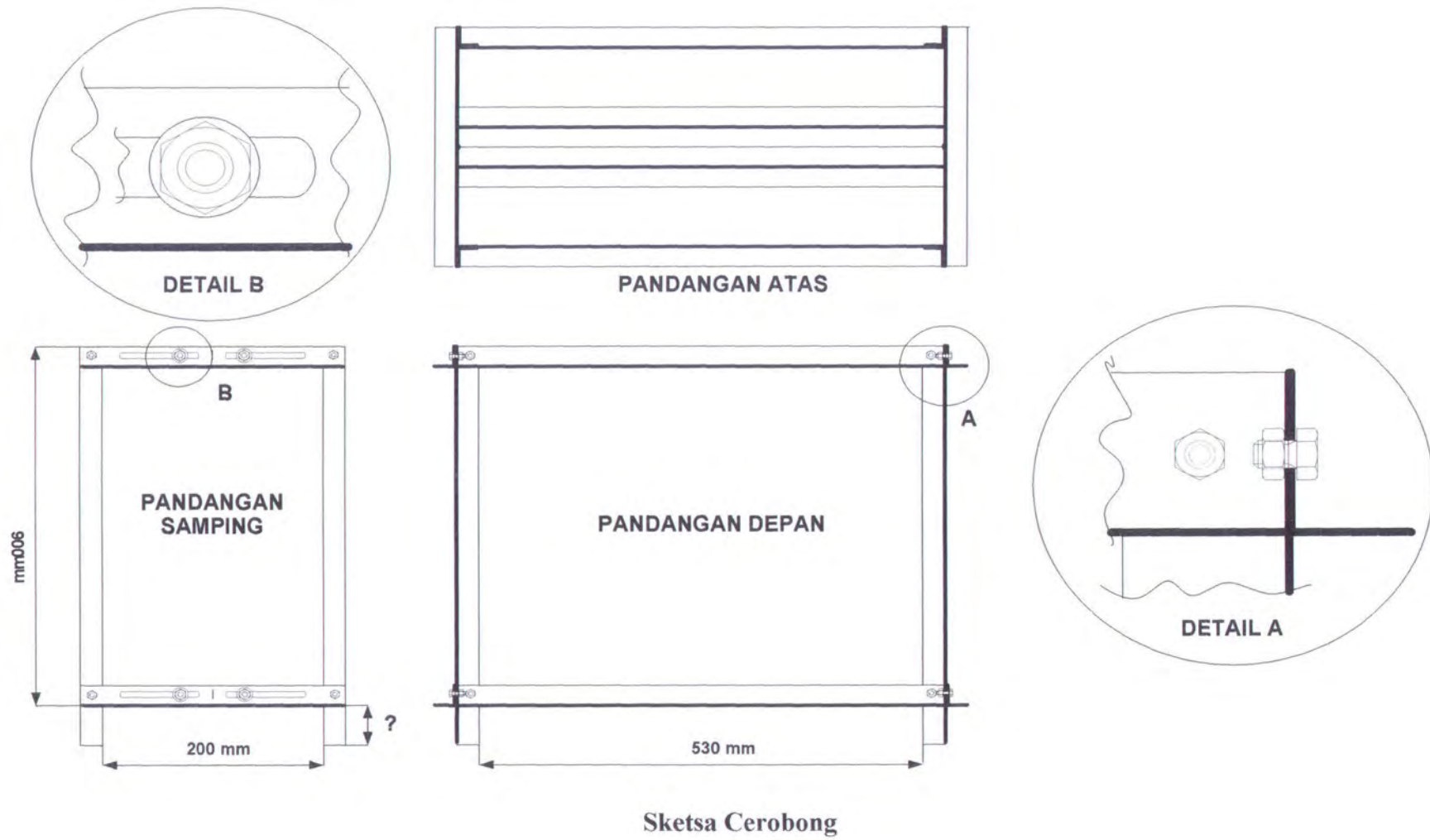
Gambar Detail
Skala : 1:2,5

Gambar Woven Matrix H.E.
Dengan $Dt = 6.35$ mm

Skala 1:5



Gambar Detail
Skala : 1:2,5



LAMPIRAN B

B

B-1 Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix

B-2 Pengujian Data Secara Statistik

B-3 Tabel Perhitungan Penukar Kalor Woven Matrix

B-4 Pengujian Secara Statistik $\overline{Nu_S} = f(Ra_S, S^*)$

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 6.35 mm)

Lebar Saluran 19.7 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	46.7	46.6	45.9	45.2	46	44.8	45.2	45.3	43.8	31.9	32.9	33.9	32.3	33.5	46	0.12	0.11	0.09
2	50	47.2	46.8	46.1	45.4	46.3	45	45.6	45.3	44.1	32	32.7	34.1	32.6	33.3	46	0.12	0.1	0.1
3	50	46.9	47	46.3	45.4	46.3	45.1	45.4	45.5	43.9	31.8	32.7	34.2	32.5	33.5	45.9	0.11	0.11	0.1
4	50	46.8	46.9	46.2	45.4	46.8	45.3	45.6	45.8	44	31.7	32.7	34	32.5	33.4	45.9	0.1	0.12	0.09
5	50	46.8	46.8	46.1	45.2	46.2	45.2	45.6	45.5	44.1	31.8	32.6	34.1	32.6	33.2	46.1	0.13	0.1	0.1
rate		46.88	46.82	46.12	45.32	46.32	45.08	45.48	45.48	43.98	31.84	32.72	34.06	32.50	33.38	45.98	0.116	0.108	0.096

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	55.4	55.2	54.2	52.9	54.2	52.8	53.2	52.8	51.4	33.4	33.4	37.8	33.8	36	54.2	0.23	0.21	0.2
2	60	55.2	55.1	54.2	53	54.1	52.7	53.3	53.3	51.1	33	33.4	37.9	33.6	35.2	54.6	0.24	0.23	0.19
3	60	55.1	54.9	54	52.8	53.9	52.4	53.2	53.1	51.1	33.3	33.3	37.6	34	35.2	54.3	0.22	0.22	0.21
4	60	55.3	55.1	54.1	52.9	54.2	52.4	53.2	52.9	51.3	33	33.2	37.3	33.8	35.9	54.2	0.21	0.2	0.22
5	60	55.1	54.9	53.9	52.7	54	52.3	53.1	52.7	50.8	32.9	33.1	37.3	33.6	35.9	53.9	0.23	0.23	0.21
rate		55.22	55.04	54.08	52.86	54.08	52.52	53.20	52.96	51.14	33.12	33.28	37.58	33.76	35.64	54.24	0.226	0.218	0.206

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	63	62.5	61.2	59.9	61.4	58.9	60.2	60.2	57.9	33.3	34.1	39.8	34.6	35.8	62.2	0.23	0.22	0.2
2	70	63.5	62.9	61.4	60	61.3	58.6	60.5	60.2	58.1	33.4	33.8	39.8	34.5	35.9	62.2	0.22	0.23	0.21
3	70	62.9	62.6	61.4	60	61.4	58.9	60.5	60.1	58	33.2	33.7	40	34.7	36	62.1	0.22	0.21	0.22
4	70	63	62.6	61.3	59.9	61.4	58.9	60.4	60.3	58.1	33.1	33.6	39.6	34.5	35.9	62.1	0.22	0.24	0.23
5	70	63.4	62.4	61.3	59.8	61.6	58.5	60.3	60	58	33.5	33.9	40	34.6	36	62.3	0.2	0.21	0.2
rate		63.16	62.60	61.32	59.92	61.42	58.76	60.38	60.16	58.02	33.30	33.82	39.84	34.58	35.92	62.18	0.218	0.222	0.212

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	71.9	70.4	69.1	67.4	69.2	66	68	67.7	64.1	34.8	34.3	40.5	35.2	36.7	70.2	0.26	0.26	0.22
2	80	71.8	70.6	69	67.3	68.8	65.6	68	67.6	64.1	34.5	34.2	40.6	35.1	36.8	69.9	0.28	0.3	0.24
3	80	71.6	70.4	69.1	67.3	69.1	66	67.6	67.8	64.2	34.6	34.2	40.6	35	37.3	70	0.26	0.29	0.21
4	80	72	70.5	68.9	67.4	68.9	65.8	67.8	67.7	64.2	34.5	34.1	40.7	35.2	37	69.7	0.26	0.3	0.22
5	80	71.6	70.4	69.1	67.4	69	69.9	67.6	67.7	64.1	34.7	34.3	40.6	35.1	36.8	69.9	0.3	0.31	0.23
rate		71.78	70.46	69.04	67.36	69.00	66.66	67.80	67.70	64.14	34.62	34.22	40.60	35.12	36.92	69.94	0.272	0.292	0.224

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	81.7	80	78	75.4	78.4	75.4	76.4	76.1	73	37.3	37.1	43.9	38.1	37.8	78	0.28	0.33	0.26
2	90	81.8	80.1	78.1	75.9	78.4	75.3	76.3	76.5	73.2	37.1	36.8	44	38.6	38.1	78.2	0.27	0.31	0.23
3	90	82	80.2	78.1	75.9	78.3	75	76.2	76.3	72.9	37.1	37	44.2	38.2	37.8	78.1	0.3	0.29	0.23
4	90	81.9	80.1	78.1	75.6	78.4	75.3	76.3	76.6	72.8	37.1	36.8	44.1	38.2	38.1	78.2	0.28	0.31	0.26
5	90	81.9	80.3	78.2	75.8	78.8	75.4	76.5	76.6	72.9	37	36.6	44.3	38.3	38.1	78.2	0.3	0.31	0.27
rate		81.86	80.14	78.10	75.72	78.46	75.28	76.34	76.42	72.96	37.12	36.86	44.10	38.28	37.98	78.14	0.286	0.31	0.25

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 6.35 mm)

Lebar Saluran 27 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.3	46.8	46.2	45.3	46.5	45.2	45.4	45.5	44.2	31.7	31.3	33.8	32.2	32.5	45.7	0.11	0.12	0.11
2	50	47.2	46.8	46.2	45.4	46.4	45.5	45.6	45.5	44.2	31.8	31.3	33.7	32.5	32.7	46	0.12	0.12	0.12
3	50	47.2	46.7	46.1	45.4	46.3	45.4	45.4	45.6	44.2	31.7	31.2	33.6	32.5	32.9	45.6	0.11	0.13	0.11
4	50	47	46.8	46.2	45.4	46.3	45.7	45.5	45.4	44.2	31.8	31.3	33.7	32.3	32.6	45.8	0.13	0.11	0.1
5	50	47.2	46.9	46.1	45.4	46.3	45.5	45.6	45.7	44.3	31.7	31.4	33.8	32.6	33	45.8	0.12	0.12	0.12
	rate	47.18	46.80	46.16	45.38	46.36	45.46	45.50	45.54	44.22	31.74	31.30	33.72	32.42	32.74	45.78	0.118	0.12	0.112

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	54.8	54.1	52.9	51.7	53.6	51.9	52.4	52.5	50.8	31.7	31.3	34.4	32.4	33.9	53.3	0.2	0.22	0.19
2	60	54.7	54.1	52.9	51.7	53.6	51.9	52.4	52.4	50.7	31.8	31.2	34.3	32.4	34	53.4	0.2	0.19	0.18
3	60	54.8	54.3	53.2	51.8	53.6	52.1	52.3	52.3	50.6	32	31.2	34.6	32.5	33.4	53.6	0.2	0.2	0.19
4	60	54.6	54.2	53.1	51.9	53.6	52	52.7	52.5	51	32	31.2	34.4	32.6	33.8	53.5	0.21	0.19	0.2
5	60	54.5	54.1	53.2	51.8	53.5	52	52.5	52.4	50.8	32.1	31.4	34.5	32.6	33.5	53.6	0.2	0.22	0.18
	rate	54.68	54.16	53.06	51.78	53.58	51.98	52.46	52.42	50.78	31.92	31.26	34.44	32.50	33.72	53.48	0.202	0.204	0.188

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	62.9	62.2	60.4	58.9	61.5	59.4	59.3	59.3	56.5	33.5	32.5	37.1	33.3	34.5	61.6	0.2	0.16	0.13
2	70	63.2	62.4	60.5	59	61.6	59.4	59.6	59.2	56.4	33.6	32.5	37.5	33.5	34.7	61.4	0.15	0.15	0.13
3	70	63.2	62.3	60.6	59	61.6	59.6	59.7	59.2	56.5	33.3	32.5	37.5	33.6	34.6	61.4	0.18	0.15	0.14
4	70	63.2	62.1	60.3	58.8	61.4	59.4	60	59.1	56.4	33.5	32.5	37.2	33.5	34.7	61.3	0.18	0.2	0.15
5	70	63.3	62.5	60.4	58.6	61.5	59	59.8	59	56.3	33.4	32.4	37.3	33.5	34.8	61.3	0.15	0.22	0.2
	rate	63.16	62.30	60.44	58.86	61.52	59.36	59.68	59.16	56.42	33.46	32.48	37.32	33.48	34.66	61.40	0.172	0.176	0.15

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	71.4	69.9	67.7	65.6	69	66.6	66.7	65.9	62.1	32.2	32.7	38	34.5	34.8	68.9	0.3	0.3	0.28
2	80	71.7	70.1	68	65.7	69.4	67	66.9	66.1	62.2	32.4	32.8	38.1	34.6	35	69.1	0.28	0.3	0.26
3	80	71.9	70.2	67.8	65.8	69.5	66.9	66.7	66.4	62.3	32.4	33.1	38.3	34.8	35.1	69	0.26	0.26	0.26
4	80	71.7	70.3	67.8	65.8	69.4	66.8	66.9	66.3	62.2	32.5	33.0	38	34.6	34.9	69.1	0.27	0.3	0.26
5	80	71.9	70.3	68.1	66.1	69.6	67	67.3	66.4	62.4	32.3	33.0	38.2	34.5	35.2	69.6	0.3	0.3	0.27
	rate	71.72	70.16	67.88	65.80	69.38	66.86	66.90	66.22	62.24	32.36	32.92	38.12	34.60	35.00	69.14	0.282	0.292	0.266

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	81.6	78.6	75.3	72.8	78.1	73.4	73.4	73.7	69.7	34.4	32.9	39.7	35.6	36.2	77	0.31	0.3	0.31
2	90	81.2	78.5	75.2	72.9	77.9	73.3	74.5	73.5	69.6	34.5	33	39.6	35.4	36.1	77	0.3	0.29	0.25
3	90	81	78.4	75.2	72.5	77.9	73.1	73.5	73.6	69.8	34.8	33.2	39.8	35.8	36.1	76.9	0.29	0.29	0.3
4	90	81.3	78.7	75.4	72.9	78	73.3	73.6	73.7	69.9	34.7	33.5	39.7	35.8	36.4	77	0.3	0.3	0.31
5	90	81.2	78.5	75.1	73	77.8	73.1	73.8	73.5	69.9	34.5	33.1	39.7	35	36.2	76.8	0.3	0.3	0.31
	rate	81.26	78.54	75.24	72.82	77.94	73.24	73.76	73.60	69.78	34.58	33.14	39.70	35.52	36.20	76.94	0.3	0.296	0.296

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 6.35 mm)

Lebar Saluran 40.5 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	46.4	45.7	44.7	43.9	45.5	44.6	44.5	44.2	43.2	30.2	30.2	31.7	30.8	31.3	45.2	0.19	0.18	0.19
2	50	46.2	45.8	44.8	44	45.7	44.7	44.6	44.3	43.4	30.5	30.4	31.9	30.8	31.3	45.2	0.18	0.19	0.18
3	50	46.4	45.9	44.944	44	45.7	44.7	44.5	44.2	43.2	30.4	30.3	31.5	30.7	31.5	45.3	0.2	0.19	0.19
4	50	46.6	45.8	44.8	43.9	45.6	44.8	44.5	44.2	43.1	30.1	30.2	31.7	30.8	31.3	45.1	0.21	0.2	0.17
5	50	46.3	45.7	44.7	43.9	45.5	44.6	44.4	44.1	43.1	30.2	30.2	31.6	30.9	31.3	45.1	0.19	0.18	0.18
	rate	46.38	45.78	44.79	43.94	45.60	44.68	44.50	44.20	43.20	30.28	30.26	31.68	30.80	31.34	45.18	0.194	0.188	0.182

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	54.6	53.6	52.1	50.9	53.5	51.8	51.5	50.9	48.7	30.1	30	32	31.2	32	52.7	0.24	0.2	0.2
2	60	54.6	53.5	51.7	50.5	53.3	51.6	51.5	51	48.8	30.1	30.1	32.2	31.1	31.9	53	0.24	0.2	0.2
3	60	55.1	53.8	52.1	50.8	53.9	51.9	51.6	50.9	48.7	30	30.1	32.2	31.3	31.8	52.8	0.24	0.21	0.19
4	60	55.1	53.7	51.9	50.7	53.6	51.6	51.5	50.9	49	30.2	30.2	32.3	31.2	32.1	52.8	0.22	0.2	0.18
5	60	55	53.9	52.3	51	53.8	51.7	51.7	51.1	48.8	30.1	30	32.3	31.4	31.9	52.9	0.22	0.19	0.2
	rate	54.88	53.70	52.02	50.78	53.62	51.72	51.56	50.96	48.80	30.10	30.08	32.20	31.24	31.94	52.84	0.232	0.2	0.194

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	63.3	61.3	58.8	57.1	61.6	58.6	58.9	57.1	54.8	31.2	31.1	33.9	32	32.9	60.1	0.26	0.22	0.21
2	70	63	61.3	59	57.3	61.4	58.9	58.4	57.4	54.6	31.1	31.2	34	31.8	33.3	60.3	0.28	0.26	0.26
3	70	63.5	61.9	59.4	57.8	61.8	59.2	58.3	57.7	54.9	31	31.4	33.9	32.2	33.4	60.5	0.26	0.25	0.22
4	70	63.4	61.8	59.3	57.7	62	59.3	58.4	57.7	54.8	31.5	31.3	33.9	31.9	33.2	60.5	0.25	0.22	0.23
5	70	63.3	61.7	59.3	57.7	61.8	59	58.5	57.8	55.1	31.4	31.3	34	32	33.4	60	0.27	0.25	0.25
	rate	63.30	61.60	59.16	57.52	61.72	59.00	58.50	57.54	54.84	31.24	31.26	33.94	31.98	33.24	60.28	0.264	0.24	0.234

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	72.1	69.3	66.5	64.3	69.7	66.9	65	64.7	60.3	32.8	32.8	36.5	33.7	35	68	0.31	0.31	0.26
2	80	72.5	69.5	66.2	64.1	70	67.2	66	64.5	61.3	33.2	32.7	36.3	33.6	35.1	68	0.29	0.3	0.24
3	80	72	69.1	66.5	64.4	69.5	66.5	65.1	64.5	61.1	32.8	32.7	36.4	33.7	35.1	67.9	0.27	0.27	0.25
4	80	72.3	69.3	66.5	64.5	69.7	66.5	65.1	64.5	61.2	32.8	32.8	36.6	33.6	35.4	68.1	0.28	0.31	0.24
5	80	72	69.2	66.5	64.5	69.6	66.7	65.5	64.7	61.5	32.9	32.8	36.8	33.6	35.2	67.9	0.27	0.28	0.28
	rate	72.18	69.28	66.44	64.36	69.70	66.76	65.34	64.58	61.08	32.90	32.76	36.52	33.64	35.16	67.98	0.284	0.294	0.26

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	81.2	76.6	73.4	71	77.2	72	71.1	71.1	67.9	33.6	33.5	37.8	34.7	34.8	75.6	0.32	0.32	0.31
2	90	81.6	77.2	73.1	70.4	77.6	72.9	71.7	71.3	68	33.6	33.4	37.9	34.8	34.7	75.7	0.32	0.33	0.31
3	90	81	76.3	73	70.7	77.1	72.1	72	71.3	68	33.5	33.3	38	34.7	34.6	75.7	0.32	0.34	0.33
4	90	81	76.3	72.8	70.6	77.4	72.3	71.5	71.2	67.9	33.6	33.6	37.7	34.8	34.8	75.8	0.31	0.32	0.32
5	90	81.3	76.8	73.5	70.9	77.7	72.4	72.3	71.3	68.2	33.7	33.4	37.8	34.9	34.7	75.7	0.32	0.33	0.32
	rate	81.22	76.64	73.16	70.72	77.40	72.34	71.72	71.24	68.00	33.60	33.44	37.84	34.78	34.72	75.70	0.318	0.328	0.318

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh ($D_t = 7.94 \text{ mm}$)

Lebar Saluran 19.7 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.7	47.2	46.3	44.9	46.6	45.9	44.4	45	44.1	30.6	31.5	33.7	33.8	32.7	45.8	0.15	0.12	0.13
2	50	47.7	47.2	46.4	44.8	46.6	45.8	44.6	45.1	44.6	30.7	31.7	33.9	33.9	32.8	45.9	0.14	0.13	0.12
3	50	47.6	47.2	46.2	45.1	46.7	45.9	44.6	45.4	44.7	30.7	31.8	34	34	32.9	46	0.13	0.14	0.12
4	50	48	47.3	46.4	45	46.8	46	44.5	45	44.5	30.8	32.4	34.1	34.1	33	45.9	0.13	0.12	0.13
5	50	48.1	47.4	46.5	45.2	47	45.9	44.7	45.3	44.6	31	32.2	34	34.1	33	45.8	0.16	0.14	0.15
	rate	47.82	47.26	46.36	45.00	46.74	45.90	44.56	45.16	44.50	30.76	31.92	33.94	33.98	32.88	45.88	0.14	0.13	0.13

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	56.5	55.5	54.6	52.9	54.5	53.5	52.1	52	52.6	31.8	34.1	36.1	36.2	35.8	53.7	0.2	0.22	0.19
2	60	56.4	55.6	54.8	53.1	54.5	53.5	52.2	52.8	52.4	32	33.8	36	36.3	35.9	54.1	0.21	0.21	0.22
3	60	56.5	55.6	54.6	53.2	54.7	53.9	52.3	52.4	52.4	32.2	33.5	36.1	36.3	35.7	54.1	0.2	0.22	0.21
4	60	56.4	55.6	54.6	53.2	54.7	53.7	52.3	52.1	52.7	32.1	33.9	36.3	36.2	36	54.3	0.21	0.23	0.2
5	60	56.7	55.7	54.7	53.5	54.9	53.9	52.4	52.5	52.6	32.2	33.7	36.2	36.3	35.8	54.1	0.2	0.21	0.2
	rate	56.50	55.60	54.66	53.18	54.66	53.70	52.26	52.36	52.54	32.06	33.80	36.14	36.26	35.84	54.06	0.20	0.22	0.20

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	65.7	64.6	63.1	61.6	63.1	61.8	60.1	61.5	60.4	33.5	34.8	38.9	38.2	39.1	62.3	0.3	0.27	0.24
2	70	65.9	64.8	63.2	61.5	63.3	61.7	60	60.7	60.5	33.6	34.7	38.7	38.3	39.1	62.1	0.27	0.27	0.29
3	70	65.7	64.8	63.3	61.4	63.2	61.6	59.7	61.1	60	33.6	34.7	38.8	37.9	39.2	62.4	0.28	0.27	0.29
4	70	65.6	64.5	63.4	61.6	63.3	61.6	60.3	61	60.5	33.4	34.8	38.7	38.3	39.3	62.3	0.3	0.27	0.27
5	70	65.9	64.9	63.2	61.7	63.2	61.7	59.9	60.4	60.9	33.7	34.9	38.9	38.3	39.2	62.1	0.28	0.27	0.26
	rate	65.76	64.72	63.24	61.56	63.22	61.68	60.00	60.94	60.46	33.56	34.78	38.80	38.20	39.18	62.24	0.29	0.27	0.27

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	74.4	72.7	70.8	68.4	70.8	69.2	66.6	68.2	67.1	33.2	35	39.1	39.5	40.6	70.2	0.3	0.27	0.31
2	80	74.3	72.8	70.9	68.6	70.7	69.1	66.8	68.1	66.9	33.3	34.9	39.2	39.8	40.6	70.3	0.31	0.25	0.3
3	80	74.8	73	71.1	68.6	71.1	69.5	66.9	68.2	67	33.5	35.2	39.1	40.5	40.9	70.3	0.34	0.28	0.31
4	80	74.7	72.8	70.9	68.6	71	69.6	66.7	68	67.2	33.6	34.8	39.2	39.6	41	70.4	0.32	0.28	0.31
5	80	74.8	73	71.2	68.8	71	69.5	66.8	68.1	67.1	33.5	35.4	39.4	39.7	40.9	70.4	0.32	0.31	0.31
	rate	74.60	72.86	70.98	68.60	70.92	69.38	66.76	68.12	67.06	33.42	35.06	39.20	39.82	40.80	70.32	0.32	0.28	0.31

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	82.4	81.3	78.9	76	79.3	76.5	75.4	73.1	72.4	34.2	37.5	43.8	43	40.4	78.6	0.34	0.37	0.26
2	90	82.1	81.2	78.9	76.4	79.1	76.4	75.5	73.2	72.1	34.3	38.1	44.5	43.4	41.1	78.8	0.32	0.36	0.31
3	90	82.5	81.3	79	76.7	79.1	76.7	75.5	73.3	72.5	34.3	38	44.2	43.3	40.5	78.7	0.33	0.35	0.32
4	90	82.6	81.4	79.4	76.9	79.4	76.6	76.6	74.2	72.8	34.3	37.5	43.8	43.6	40.7	78.6	0.35	0.36	0.32
5	90	82.3	81.4	79.2	76.4	79.5	76.5	76	73.3	73	34.1	37.3	43.4	43.3	41.3	78.6	0.33	0.36	0.31
	rate	82.38	81.32	79.08	76.48	79.28	76.54	75.80	73.42	72.56	34.24	37.68	43.94	43.32	40.80	78.66	0.33	0.36	0.30

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 7.94 mm)

Lebar Saluran 27 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.6	47.1	46.2	44.9	46.4	45.7	44.5	44.9	44.3	30	30	31.9	31.8	32.2	45.7	0.16	0.15	0.14
2	50	47.5	47.1	46.1	44.9	46.3	45.7	44.6	45	44.2	30	29.9	31.7	31.6	32	45.6	0.17	0.16	0.15
3	50	47.7	47.1	46.1	44.8	46.5	45.6	44.6	44.9	44.2	30	29.9	31.7	31.6	32	45.7	0.15	0.15	0.13
4	50	47.5	46.9	46.1	45	46.5	45.8	44.7	45.1	44.3	29.9	29.9	31.8	31.7	31.9	45.6	0.16	0.14	0.15
5	50	48.1	47.2	46.2	44.9	46.7	45.8	44.8	45.3	44.7	30.1	30.1	32	32.3	32	45.9	0.15	0.15	0.14
	rate	47.68	47.08	46.14	44.90	46.48	45.72	44.64	45.04	44.34	30.00	29.96	31.82	31.80	32.02	45.70	0.158	0.15	0.142

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	56.3	55	53.7	51.9	54.1	53.1	51.4	52.1	51.1	30.2	30.5	32.7	32.5	33	53.5	0.2	0.23	0.21
2	60	56.5	55.3	53.6	52	54.1	53	51.5	51.9	51.4	30.2	30.5	32.8	33	32.9	53.7	0.21	0.24	0.2
3	60	56.6	55.3	53.8	52.1	54.3	53.2	51.5	52.1	51.5	30.4	30.6	33	32.8	32.9	53.5	0.21	0.22	0.19
4	60	56.5	55.2	53.5	51.6	54.1	53	51.5	52.2	51.3	30.3	30.6	32.7	33.3	32.8	53.7	0.2	0.25	0.2
5	60	56.5	55.1	53.7	51.8	54.3	53.1	51.6	52	51.2	30.2	30.6	32.7	33.1	32.7	53.7	0.21	0.22	0.21
	rate	56.48	55.18	53.66	51.88	54.18	53.08	51.50	52.06	51.30	30.26	30.56	32.78	32.94	32.86	53.62	0.206	0.232	0.21

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	65.7	64.5	62.7	60.6	63.1	61.7	59.8	60.5	59.4	32.5	33.4	35.9	34.9	35.9	61.8	0.21	0.27	0.3
2	70	65.6	64.3	62.5	60.4	63.2	61.6	59.7	60.3	59.3	32.7	33.5	35.9	34.7	36	61.9	0.21	0.29	0.31
3	70	65.8	64.5	62.8	60.5	63.2	61.7	59.8	60.4	59.7	32.7	33.5	36.1	35.1	35.9	61.8	0.22	0.26	0.31
4	70	65.7	64.3	62.7	60.5	63.3	61.6	59.6	60.3	59.6	32.7	32.9	36.2	34.9	35.8	61.6	0.21	0.27	0.3
5	70	65.9	64.6	62.7	60.6	63.3	61.7	60.1	60.5	59.5	32.7	33	36.1	35	36.1	61.7	0.21	0.3	0.3
	rate	65.74	64.44	62.68	60.52	63.22	61.66	59.80	60.40	59.50	32.66	33.26	36.04	34.92	35.94	61.76	0.212	0.278	0.304

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	74.4	72.5	69.3	66.3	70.9	68.9	66.2	66.2	65.2	32.1	33.1	37	37.2	36.9	70.2	0.3	0.32	0.32
2	80	74.1	72.4	69.2	66.6	70.8	68.7	65.9	67	65.1	32.4	32.6	37.1	37.9	36.8	70.2	0.31	0.32	0.32
3	80	74.2	72.5	69.1	66.3	70.8	68.9	66.1	66.5	64.8	32.3	32.5	37	37.6	37	69.9	0.31	0.31	0.31
4	80	74.1	72.5	69.2	66.8	70.8	68.9	66.1	66.9	65.1	32.4	32.9	37.1	37.6	36.7	70	0.31	0.31	0.32
5	80	74.4	72.6	69.3	66.4	71	68.8	66	66.4	65.4	32.4	32.9	37.1	37.6	36.9	70.1	0.32	0.32	0.34
	rate	74.24	72.50	69.22	66.48	70.86	68.84	66.06	66.60	65.12	32.32	32.80	37.06	37.58	36.86	70.08	0.31	0.316	0.322

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	82.9	80.4	77.6	74.2	79.1	76.2	73.6	72.5	71.4	31.9	33.5	38	37.8	36.7	78	0.32	0.32	0.33
2	90	82.7	80.7	77.4	74.2	79.3	76.4	73.4	72.7	71.1	32.2	34	38.3	37.4	36.8	78.2	0.32	0.35	0.33
3	90	82.6	80.5	77.5	73.8	79.2	76.4	73.6	72.9	71.1	32.2	33.6	38.2	38.3	36.6	78.1	0.31	0.34	0.31
4	90	82.2	80.4	77.5	74.3	79.3	76.1	73.5	72.8	71	32.4	33.5	38.4	37.8	36.6	78.2	0.32	0.35	0.32
5	90	82.9	80.5	77.6	74.3	79.3	76.7	73.8	73	71.2	32.4	33.7	38.1	38.3	37	78.1	0.32	0.34	0.32
	rate	82.66	80.50	77.52	74.16	79.24	76.36	73.58	72.78	71.16	32.22	33.66	38.20	37.92	36.74	78.12	0.318	0.34	0.322

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh ($D_t = 7.94 \text{ mm}$)

Lebar Saluran 40.5 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.9	46.9	45.4	44.5	46.7	46.1	44.5	44.5	43.9	30.1	30.1	31.6	31.5	31.1	45.4	0.18	0.18	0.17
2	50	48	47	45.6	44.3	46.6	46.1	44.9	44.6	44	30.2	30.1	31.5	31.5	31.2	45.6	0.19	0.18	0.16
3	50	47.8	46.8	45.2	44.1	46.5	45.8	44.3	44	43.8	30.2	30.2	31.5	31.6	31.1	45.5	0.18	0.17	0.17
4	50	47.9	46.9	45.2	44.2	46.6	45.9	44.1	43.9	43.8	30	30	31.5	32	31.2	45.3	0.18	0.18	0.16
5	50	47.6	46.8	45.2	44	46.3	45.9	44.4	44.2	43.8	30	30	31.4	31.8	31	45.3	0.2	0.19	0.18
	rate	47.84	46.88	45.32	44.22	46.54	45.96	44.44	44.24	43.86	30.10	30.08	31.50	31.68	31.12	45.42	0.186	0.18	0.168

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	56.2	54.5	52.6	50.3	53.7	52.9	50.7	50.7	50	30.2	30.2	31.7	31.8	31.2	53.4	0.21	0.22	0.2
2	60	56.2	54.4	52.6	50.3	53.7	52.9	50.7	50.7	50	30.2	30.2	31.7	31.8	31.1	53.2	0.21	0.22	0.2
3	60	56.6	54.8	52.8	51.1	54.4	53.3	51	50.6	50.3	30.4	30.4	31.9	31.9	31.2	53.3	0.22	0.22	0.21
4	60	56.6	54.6	52.4	50.4	54.4	53.4	50.5	50.5	49.9	30.5	30.4	31.8	32	31.3	53.4	0.21	0.21	0.19
5	60	56.5	54.6	52.7	50.7	54.3	53.2	50.6	50.8	50.2	30.5	30.5	31.8	32	31.4	53.3	0.21	0.22	0.2
	rate	56.42	54.58	52.62	50.56	54.10	53.14	50.70	50.66	50.08	30.36	30.34	31.78	31.90	31.24	53.32	0.212	0.218	0.2

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	65.4	63.5	60.4	58.4	62.6	61.6	58.2	58.5	57.3	31.8	31.6	34.5	34.1	34	61.4	0.28	0.27	0.31
2	70	65.8	63.4	60.4	58.7	63.1	61.9	58.4	58.4	57.6	32	31.7	35	34.4	33.9	61.5	0.26	0.27	0.31
3	70	65.5	63.5	60.7	58.5	63.6	61.7	58.5	58.7	57.7	31.9	31.7	34.6	34.3	34	61.4	0.25	0.28	0.3
4	70	65.6	63.7	60.6	58.8	63.1	61.8	58.5	58.4	57.7	32	31.8	34.7	34.3	33.9	61.5	0.26	0.28	0.31
5	70	66	63.5	60.8	58.9	63.1	61.9	58.6	58.6	57.9	32	32	34.8	34.4	34	61.6	0.26	0.27	0.3
	rate	65.66	63.52	60.58	58.66	63.10	61.78	58.44	58.52	57.64	31.94	31.76	34.72	34.30	33.96	61.48	0.262	0.274	0.306

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	73.6	71.1	66.1	63.7	69.6	68	64.1	64.1	63.4	31	30.8	35.3	35.4	34.6	69.4	0.32	0.32	0.34
2	80	73.6	71.2	66.1	63.6	69.5	67.9	64	64.2	63.5	30.9	30.8	35.4	35.2	34.7	69.7	0.32	0.31	0.34
3	80	73.8	71.1	66	63.7	69.5	68	64.1	64.1	63.4	30.9	30.9	35.1	35.2	34.6	69.5	0.33	0.32	0.34
4	80	73.6	71.3	66.3	63.8	69.4	68.2	64.2	64.2	63.4	30.8	30.8	35.2	35.1	34.5	69.7	0.32	0.32	0.33
5	80	73.6	71	66	63.8	69.6	68.2	64	64.1	63.6	30.9	30.8	35.2	35.2	34.6	69.6	0.32	0.32	0.33
	rate	73.64	71.14	66.10	63.72	69.52	68.06	64.08	64.14	63.46	30.90	30.82	35.24	35.22	34.60	69.58	0.322	0.318	0.336

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	82.4	79.2	74.2	71.3	79.1	76.2	72.4	69.7	68.3	31.7	32	35.6	36	34.3	77.4	0.34	0.37	0.26
2	90	82.4	79	74.3	71.3	78.4	75.6	72	69.6	68.5	31.5	32.1	35.8	35.6	34	77.4	0.32	0.36	0.31
3	90	81.8	78.9	74.5	71.6	78.5	76	71.9	69.9	68.4	31.6	32.2	35.8	35.8	33.8	77.5	0.33	0.35	0.32
4	90	81.7	78.9	74.4	71.8	78	75.8	72.3	69.8	68.7	31.6	31.9	35.5	36	34.3	77.6	0.35	0.36	0.32
5	90	81.7	79	74.4	71.6	77.8	75.6	71.9	69.7	68.6	31.7	32.1	35.8	36.1	34.4	77.5	0.33	0.36	0.31
	rate	82.00	79.00	74.36	71.52	78.36	75.84	72.10	69.74	68.50	31.62	32.06	35.70	35.90	34.16	77.48	0.334	0.36	0.304

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 9.53 mm)

Lebar Saluran 19.7 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.1	46.8	44.6	44	45.8	45.3	44	44.1	43.7	32.5	32.3	32.8	32.8	33.2	44.3	0.16	0.15	0.13
2	50	47.1	46.5	44.4	43.9	45.6	45.1	43.8	43.7	43.6	32.3	32.4	32.8	32.9	33.2	44.4	0.17	0.14	0.15
3	50	47	46.3	44.2	43.7	45.6	45.2	43.9	43.9	43.7	32.4	32.5	32.9	33	33.1	44.5	0.15	0.15	0.14
4	50	47	46.4	44.4	43.9	45.5	45.5	44.2	44.3	43.6	32.7	32.5	32.9	33	33.2	44.6	0.14	0.16	0.15
5	50	46.9	46.4	44.4	43.9	45.3	45.3	44	44.4	43.6	32.6	32.4	32.7	33.1	33.2	44.5	0.16	0.15	0.13
	rate	47.0	46.48	44.40	43.88	45.56	45.28	43.98	44.08	43.64	32.50	32.42	32.82	32.96	33.18	44.46	0.16	0.15	0.14

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	56.5	54.9	52.1	51.4	53.4	52.9	52	52	51.2	31.8	31.8	34.5	34.2	35.4	52.1	0.22	0.18	0.15
2	60	56.5	55.1	52.4	51.4	53.3	53	51.4	51.6	51.1	31.6	31.7	34.6	34.3	35.5	52.1	0.23	0.18	0.14
3	60	56.6	54.6	51.9	51.2	53.3	52.7	51.4	51.5	51.1	31.7	31.6	34.7	34.3	35.3	52.3	0.22	0.2	0.15
4	60	56.5	55	52.4	51.6	53.5	53.1	52.1	52.1	51.3	32.1	31.5	35.1	33.8	35.5	52.2	0.22	0.22	0.15
5	60	56.7	54.8	52.1	51.3	53.2	52.9	51.5	51.6	50.8	31.6	32	34.6	34.1	35.5	52.3	0.22	0.22	0.15
	rate	56.56	54.88	52.18	51.38	53.34	52.92	51.68	51.76	51.10	31.76	31.72	34.70	34.14	35.44	52.20	0.22	0.20	0.15

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	64.9	62.8	59.8	58.2	61	60.2	58.3	58.6	58.9	24.2	34.9	38.7	36.3	38.8	60.5	0.22	0.2	0.22
2	70	64.6	62.8	59.8	58.5	60.9	60.6	59.3	59.2	59	34.6	38.5	38.7	36.7	38.6	60.4	0.22	0.25	0.22
3	70	64.8	62.7	59.9	58.5	61	60.4	59.3	58.9	59.1	34.5	35	38.7	37.1	38.9	60.2	0.23	0.22	0.21
4	70	64.6	62.7	59.8	58.4	60.7	60.4	59	59.4	58.9	34.3	35.3	38.4	37.2	38.7	60.4	0.22	0.23	0.23
5	70	64.8	62.6	59.9	58.3	60.9	60.5	59.2	59.3	58.9	34.5	35	38.5	37.2	38.7	60.6	0.23	0.25	0.24
	rate	64.74	62.72	59.84	58.38	60.90	60.42	59.02	59.08	58.96	32.42	35.74	38.60	36.90	38.74	60.42	0.22	0.23	0.22

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	73.3	71.3	66.9	65.3	68.5	67.5	66.2	66.4	65.7	35	35.7	39.9	37.2	40.6	67.9	0.26	0.28	0.2
2	80	73.6	70.9	66.7	65	68.5	67.7	66.1	66.1	65.6	35.2	35.5	40.4	37.9	40.6	68	0.3	0.3	0.2
3	80	73.6	71.5	67.2	65.4	68.8	67.9	66	65.6	65.9	35	35.5	40.3	37.5	40.6	68	0.3	0.3	0.2
4	80	73.8	71	66.8	65.2	68.5	67.7	66	66.7	65.9	36	36.7	41	38.4	40.7	68.2	0.25	0.28	0.2
5	80	73.6	71.2	67	65.4	68.5	67.8	66.3	66.5	65.7	36.3	35.6	40.1	37.5	40.6	68.4	0.26	0.28	0.2
	rate	73.58	71.18	66.92	65.26	68.56	67.72	66.12	66.26	65.76	35.50	35.80	40.34	37.70	40.62	68.10	0.27	0.29	0.20

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	82.7	80.5	74.6	72.5	77.9	75.9	73	73.8	73.7	38.6	38.5	47.2	38.8	45.7	76.6	0.36	0.34	0.26
2	90	82.4	80.4	74.8	72.3	77.8	75.8	73.4	73.6	73.5	38.5	38.9	47.1	38.6	45.7	76.6	0.35	0.34	0.27
3	90	82.3	80.4	74.6	72.4	77.7	75.9	73.2	74	73.5	38.3	39.3	47.2	38.8	46	76.5	0.36	0.35	0.27
4	90	82.7	80.5	74.7	72.2	77.8	75.9	73.4	73.8	73.8	38.4	39.5	47.3	39	46.1	76.9	0.36	0.34	0.27
5	90	82.4	80.2	74.5	72.1	77.5	75.7	73.1	73.9	73.6	38	39.5	47.4	38.7	45.8	76.9	0.35	0.34	0.28
	rate	82.50	80.40	74.64	72.30	77.74	75.84	73.22	73.82	73.62	38.36	39.14	47.24	38.78	45.86	76.70	0.36	0.34	0.27

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 9.53 mm)

Lebar Saluran 27 mm

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	50	47.1	46.3	45	44.4	45.5	45.3	44.3	43.9	43.7	31.4	31.1	32.9	32.2	33	44.7	0.21	0.2	0.19
2	50	47.1	46.7	45.1	44.7	45.7	45.7	44.8	44.4	44.1	31.6	31.5	32.8	32.1	33	44.8	0.21	0.21	0.2
3	50	47.4	46.5	44.9	44.6	45.6	45.5	44.3	44.1	44	31.4	31.3	32.8	32.1	32.9	44.7	0.22	0.21	0.21
4	50	47	46.5	44.8	44.5	45.6	45.5	44.3	44.3	44	31.7	31.3	32.7	32.3	33	44.8	0.2	0.21	0.2
5	50	47.6	46.7	44.9	44.7	45.7	45.7	44.7	44.4	44.2	31.3	31.2	32.8	32.3	32.7	44.9	0.23	0.22	0.21
	rate	47.24	46.54	44.94	44.58	45.62	45.54	44.48	44.22	44.00	31.48	31.28	32.80	32.20	32.92	44.78	0.214	0.21	0.202

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	60	56.6	54.8	52.1	51.3	53.2	53.4	51.5	51.7	51	31.3	30.7	33	32.4	34.1	52	0.23	0.23	0.22
2	60	56.6	54.5	51.8	50.9	53.1	53.1	51.3	51.5	51.6	31.4	30.6	33.4	32.7	34.1	52	0.26	0.25	0.24
3	60	56.6	54.6	51.9	51.1	53.4	53.4	51.7	51.6	51.4	31.5	30.9	33.5	32.5	34	51.9	0.23	0.23	0.21
4	60	56.6	54.5	51.9	51.2	53	53	51.3	51.4	51.2	31.4	30.7	33.3	32.6	34	51.8	0.24	0.24	0.21
5	60	56.7	54.9	52.1	51.5	53.2	53.2	51.6	51.4	51.3	31.3	30.8	33.3	32.4	33.9	51.8	0.24	0.24	0.24
	rate	56.62	54.66	51.96	51.20	53.18	53.22	51.48	51.52	51.30	31.38	30.74	33.30	32.52	34.02	51.90	0.24	0.238	0.224

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	70	64.9	62.6	59.1	58	60.8	60.5	58.1	58.9	58.5	32.7	32.6	36.5	34.8	36.1	60.2	0.21	0.26	0.24
2	70	64.6	62.4	58.9	57.8	60.6	60.4	58.2	59	58.3	32.7	32.9	36.5	34.9	36	60	0.22	0.26	0.26
3	70	64.8	62.4	58.8	57.7	60.9	60.2	58.1	57.8	58.2	32.7	32.5	36.1	34.8	36.1	60	0.23	0.27	0.26
4	70	64.7	62.4	58.8	57.7	60.7	60.6	58.2	59	58.2	32.2	32.6	35.9	35	36.1	59.9	0.22	0.26	0.26
5	70	64.8	62.2	58.9	57.6	60.6	60.4	58.2	58.9	58.4	32.1	32.6	36	34.8	35.7	59.9	0.22	0.26	0.26
	rate	64.76	62.40	58.90	57.76	60.72	60.42	58.16	58.72	58.32	32.48	32.64	36.20	34.86	36.00	60.00	0.22	0.262	0.256

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	80	73.3	69.9	64.9	63.8	67.9	67.6	64.8	65.1	64.5	32.8	33.1	37.2	35.8	36.9	67.8	0.29	0.31	0.31
2	80	73.2	70.4	65.5	64	68	67.7	65.1	65.7	65.2	32.7	33.6	37.2	36	36.6	67.6	0.28	0.3	0.31
3	80	73.4	70.1	65.5	63.7	68.1	67.8	65	65.4	64.6	32.7	33.4	38	36.1	36.8	67.7	0.29	0.31	0.31
4	80	73.6	70.4	65.5	63.7	68.3	67.8	64.9	64.5	64.8	32.9	32.9	37.3	35.8	36.8	67.5	0.31	0.31	0.31
5	80	73.3	70.3	65.4	63.9	68.2	67.6	65	65.8	64.8	32.8	33.3	37.8	36.3	36.7	67.4	0.29	0.31	0.31
	rate	73.36	70.22	65.36	63.82	68.10	67.70	64.96	65.30	64.78	32.78	33.26	37.50	36.00	36.76	67.60	0.292	0.308	0.31

No.	Tfin	Tt1	Tt2	Tt3	Tt4	Tw1	Tw2	Tw3	Tw4	Tw5	Too1	Too2	Too3	Too4	Too5	Tfout	Voo1	Voo2	Voo3
1	90	82.5	78.9	72.8	71.9	75.5	76.3	73.1	71.8	72.4	34	34	40.2	37.4	40.2	75	0.31	0.32	0.34
2	90	82.5	79	72.6	72	75.5	76.1	72.9	72.1	73	34.1	34.6	40.3	37.5	40.2	75.4	0.31	0.32	0.34
3	90	82.5	79.5	73.2	72.2	75.7	76.8	73	72.5	73.2	34	34.5	40.5	37.5	40.1	75.9	0.31	0.32	0.33
4	90	82.5	79.6	73.4	72.6	75.7	76.8	73.9	71.9	72.9	34.5	34.2	40.3	37.8	40.3	75.4	0.29	0.33	0.33
5	90	83	79.6	73.4	72.3	75.8	76.8	73.4	72.8	72.7	34.1	34.4	40.9	37.9	40.2	75.5	0.32	0.33	0.33
	rate	82.60	79.32	73.08	72.20	75.64	76.56	73.26	72.22	72.84	34.14	34.34	40.44	37.62	40.20	75.44	0.308	0.324	0.334

Tabel Pengambilan Data Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh ($D_t = 9.53 \text{ mm}$)

Lebar Saluran 40.5 mm

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	V _{oo1}	V _{oo2}	V _{oo3}
1	50	47.3	46.2	43.8	43.6	45.6	45.5	43.9	44	43.7	30.7	30.5	31.9	31.5	31.5	44.4	0.22	0.21	0.2
2	50	47.3	46.1	43.6	43.4	45.7	45.3	43.9	43.9	43.6	30.5	30.5	31.9	31.6	31.4	44.5	0.21	0.2	0.19
3	50	47.5	46.2	43.7	43.5	45.7	45.5	44.2	43.8	43.6	30.6	30.5	31.8	31.7	31.5	44.5	0.22	0.21	0.19
4	50	47.5	46.1	43.7	43.6	45.7	45.5	43.9	43.9	43.6	30.6	30.5	31.9	31.6	31.5	44.6	0.21	0.2	0.2
5	50	47.3	46.2	43.8	43.6	45.6	45.4	44.2	44	43.5	30.6	30.5	31.9	31.5	31.5	44.4	0.23	0.22	0.21
rate		47.38	46.16	43.72	43.54	45.66	45.44	44.02	43.92	43.60	30.60	30.50	31.88	31.58	31.48	44.48	0.218	0.208	0.198

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	V _{oo1}	V _{oo2}	V _{oo3}
1	60	56.7	53.9	50.6	50.2	53.2	53.1	50.4	50	50	30.1	30.2	32.1	31.6	32.1	51.6	0.28	0.27	0.24
2	60	57.1	54.3	50.6	50.4	53.4	53.5	50.9	50.8	50.7	30.4	30.6	32.4	31.9	32	51.8	0.29	0.27	0.25
3	60	57	54	50.6	50.4	53.3	53.3	50.6	50.1	50.2	30.2	30.2	32.1	31.5	32.1	51.6	0.29	0.27	0.24
4	60	56.8	54.1	50.7	50.4	53.4	53.2	50.5	50.9	50.6	30.5	30.4	32.5	31.8	32	51.3	0.3	0.27	0.24
5	60	57.1	54.2	50.7	50.4	53.5	53.4	50.8	50.4	50.1	30.3	30.4	32.4	31.8	32.2	51.6	0.29	0.27	0.25
rate		56.94	54.10	50.64	50.36	53.36	53.30	50.64	50.44	50.32	30.30	30.36	32.30	31.72	32.08	51.58	0.29	0.27	0.244

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	V _{oo1}	V _{oo2}	V _{oo3}
1	70	64.9	61.9	56.9	56.3	60.6	60.4	56.8	56.7	56.7	31.6	31.6	34.4	33.4	33.8	59.5	0.23	0.22	0.22
2	70	64.9	61.5	57	56.5	60.4	60.5	56.5	56.9	56.8	31.7	31.7	34.4	33.8	34	59.6	0.23	0.22	0.22
3	70	65.1	61.5	56.9	56.3	60.5	60.5	56.4	56.7	56.7	31.7	31.8	34.5	33.5	34.1	59.4	0.26	0.23	0.21
4	70	64.8	61.4	57.2	56.6	60.6	60.6	56.4	56.9	56.7	31.8	31.7	34.5	33.3	33.6	59.4	0.23	0.24	0.24
5	70	65.2	61.5	57	56.5	60.8	60.7	56.7	56.6	56.7	31.6	31.8	34.3	33.3	33.8	59.5	0.26	0.23	0.24
rate		64.98	61.56	57.00	56.44	60.58	60.54	56.56	56.76	56.72	31.68	31.72	34.42	33.46	33.86	59.48	0.242	0.228	0.226

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	V _{oo1}	V _{oo2}	V _{oo3}
1	80	73.5	69.1	63.4	62.5	67.8	67.5	62.3	63.3	63.2	32	31	34.9	33.7	34.9	67	0.29	0.3	0.3
2	80	73.4	69.1	63.4	62.8	67.8	67.4	62.9	63.6	63.4	32	31.4	34.8	33.8	34.7	66.9	0.31	0.31	0.3
3	80	73.5	69.2	63.5	62.8	67.7	67.4	63	63.6	63.2	31.9	31.6	35.3	34	34.7	67.3	0.31	0.3	0.3
4	80	73.6	69.3	63.6	62.7	67.9	67.6	63	63.7	63.4	31.8	31.5	35.1	33.9	34.6	67.1	0.3	0.3	0.31
5	80	73.8	69.2	63.2	62.4	67.8	67.3	62.2	63.3	63.2	32.1	31.4	35.2	33.7	34.8	67.3	0.31	0.31	0.32
rate		73.56	69.18	63.42	62.64	67.80	67.44	62.68	63.50	63.28	31.96	31.38	35.06	33.82	34.74	67.12	0.304	0.304	0.306

No.	T _{fin}	T _{t1}	T _{t2}	T _{t3}	T _{t4}	T _{w1}	T _{w2}	T _{w3}	T _{w4}	T _{w5}	T _{oo1}	T _{oo2}	T _{oo3}	T _{oo4}	T _{oo5}	T _{fout}	V _{oo1}	V _{oo2}	V _{oo3}
1	90	82.5	77.6	70.2	69.3	76.3	75.8	68.6	69.6	70.3	32.1	32.5	36.4	34	35.8	74.8	0.34	0.32	0.33
2	90	82.9	78	70.4	69.6	76.6	75.4	69.2	70	70.6	32.3	32.9	36.8	35	36	74.6	0.36	0.35	0.35
3	90	82.8	77.7	70.4	69.6	76.3	75.7	69.2	69.7	70.6	32.4	32.9	37	35	36.1	74.5	0.34	0.34	0.34
4	90	82.4	77.9	70.8	69.6	76.3	76	69.1	70.2	70.5	32.4	33.1	36.8	35.4	35.9	74.6	0.35	0.33	0.34
5	90	83.1	78.5	70.2	69.4	76.2	75.6	68.9	69.9	70.6	32.5	33	37.1	35	35.9	74.2	0.34	0.34	0.35
rate		82.74	77.94	70.40	69.50	76.34	75.70	69.00	69.88	70.52	32.34	32.88	36.82	34.88	35.94	74.54	0.346	0.336	0.342

DASAR PENGUJIAN DATA SECARA STATISTIK

Pengujian data adalah suatu prosedur yang akan menghasilkan suatu keputusan, yaitu keputusan menerima atau menolak data tersebut. Pengujian data merupakan bagian terpenting dari statistik inferensi (statistik induktif), karena berdasarkan pengujian tersebut, pembuatan keputusan atau pemecahan persoalan sebagai dasar penelitian lebih lanjut dapat terselesaikan.

Menentukan Uji Statistik

Uji statistik merupakan rumus-rumus yang berhubungan dengan distribusi tertentu dalam pengujian data. Uji statistik merupakan perhitungan untuk menduga parameter data sample yang diambil secara random dari sebuah populasi. Penentuan uji statistik banyak pertimbangannya, salah satunya adalah didasarkan atas ukuran sampelnya.

Berdasarkan atas ukuran sampelnya, pengujian data dapat dibedakan menjadi dua jenis, yaitu :

a. Pengujian data sample besar

Pengujian data sample besar adalah pengujian data yang menggunakan sample lebih besar dari 30 ($n > 30$).

b. Pengujian data sample kecil

Pengujian data sample kecil adalah pengujian data yang menggunakan sample lebih kecil atau sama dengan 30 ($n \leq 30$).

Untuk pengujian data satu rata-rata dengan sample kecil ($n \leq 30$), uji statistiknya menggunakan distribusi t. Prosedur pengujian distribusi t (*t-student*) adalah sebagai berikut :

1. Formulasi hipotesis

a. $H_0 : \mu = \mu_0$

$$H_1 : \mu > \mu_0$$

b. $H_0 : \mu = \mu_0$

$H_1 : \mu < \mu_0$

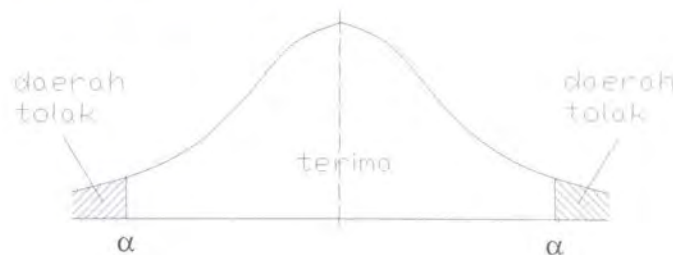
c. $H_0 : \mu = \mu_0$

$H_1 : \mu \neq \mu_0$

2. Penentuan taraf α (taraf nyata) dan nilai t -tabel

Taraf nyata adalah besarnya batas toleransi dalam menerima kesalahan hasil hipotesis terhadap nilai parameter populasinya. Taraf nyata dilambangkan dengan α (alpha).

Besaran yang sering digunakan untuk menentukan taraf nyata dinyatakan dalam % yaitu 1% (0,01), 5% (0,05) dan 10% (0,1), sehingga secara umum taraf nyata dituliskan sebagai $\alpha_{0,01}, \alpha_{0,05}, \alpha_{0,1}$. Besarnya kesalahan tersebut disebut sebagai daerah kritis pengujian (*critical region of a test*) atau daerah penolakan (*region of rejection*).



Daerah kritis dan criteria pengujian

3. Kriteria pengujian

a. Untuk $H_0 : \mu = \mu_0$ dan $H_1 : \mu > \mu_0$

1. H_0 diterima jika $t_0 \leq t_\alpha$

2. H_0 ditolak jika $t_0 > t_\alpha$

b. Untuk $H_0 : \mu = \mu_0$ dan $H_1 : \mu < \mu_0$

1. H_0 diterima jika $t_0 \geq -t_\alpha$

2. H_0 ditolak jika $t_0 < -t_\alpha$

c. Untuk $H_0 : \mu = \mu_0$ dan $H_1 : \mu \neq \mu_0$

1. H_0 diterima jika $-t_{\alpha/2} \leq t_0 \leq t_{\alpha/2}$
2. H_0 ditolak jika $t_0 > t_{\alpha/2}$ atau $t_0 < -t_{\alpha/2}$

4. Uji statistik

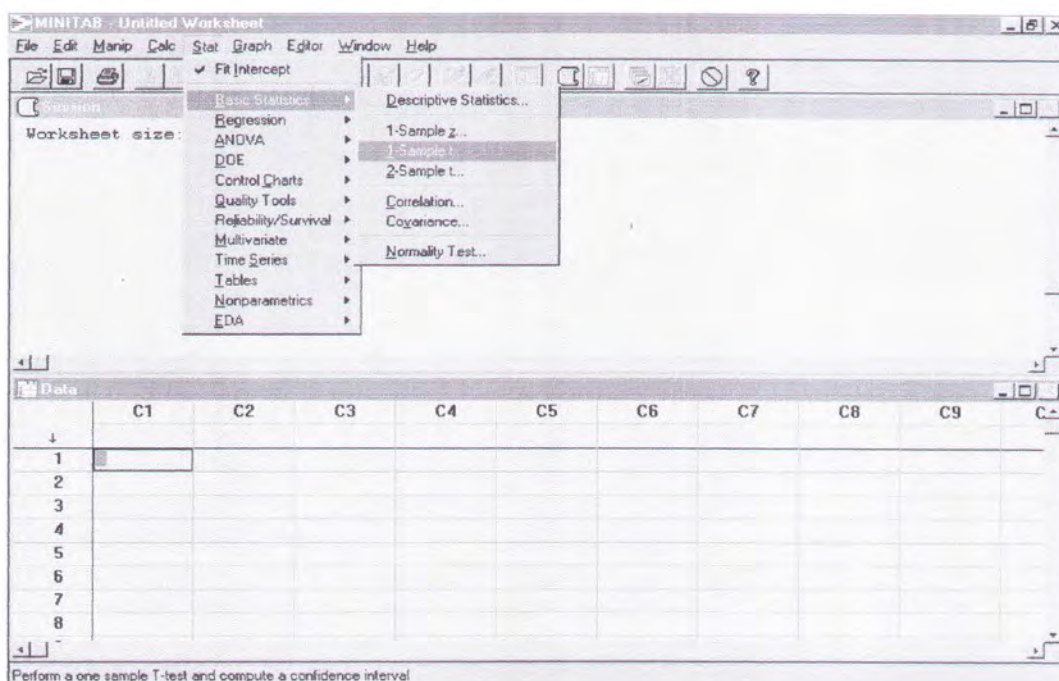
Simpangan baku (σ) populasi :

$$t_0 = \frac{\bar{x} - \mu_0}{\frac{\sigma}{\sqrt{n}}} = \frac{\bar{x} - \mu_0}{\sigma_{\bar{x}}}$$

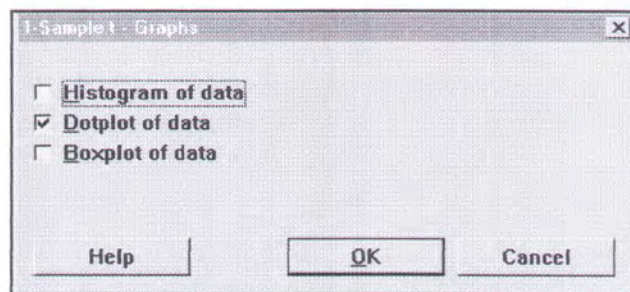
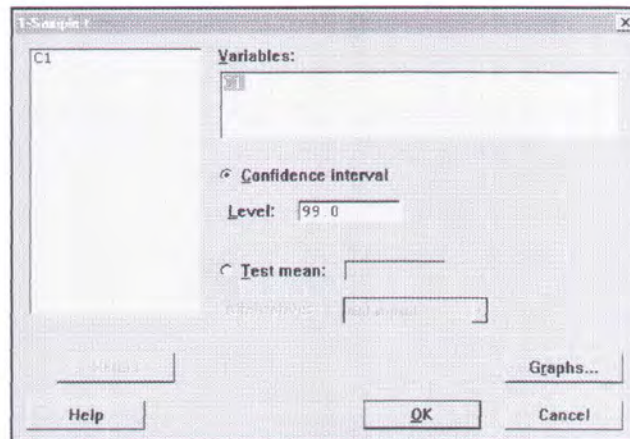
5. Kesimpulan

Menyimpulkan tentang penerimaan atau penolakan H_0 (sesuai dengan criteria pengujiannya). Artinya jika data berada dalam Confidence Interval maka data tersebut dapat diterima, sedangkan jika data berada diluar Confidence Interval (di dalam daerah penolakan) maka data ditolak.

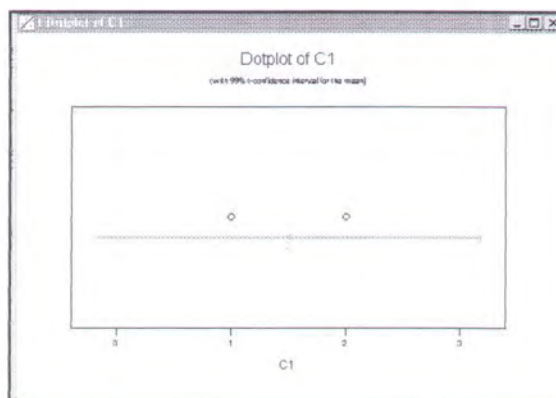
Sedangkan untuk memudahkan pengujian data tersebut digunakan software “Minitab 11 for Windows”. Langkah pengoperasiannya adalah sebagai berikut :
Start/ Basic Statistics/ 1-sample t



File simple yang terbuka ditampilkan sebagai berikut :



Dot Plot hasil pengujian dapat ditampilkan sebagai berikut :



Tabel Perhitungan Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 6.35 mm)

S = 19.7 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T ₀₀ rate (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	46.0	48.0	4.0	46.4	45.3	33.1	1981.896	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	45.9	39.836	189.486	14.7692	0.9168	0.9641
60	54.2	57.1	5.8	54.5	52.9	35.2	2015.798	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	53.8	58.055	276.147	14.8584	0.9192	0.9651
70	62.2	66.1	7.8	61.9	59.9	36.2	2049.143	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	61.0	79.917	380.135	15.3066	0.9224	0.9665
80	69.9	75.0	10.1	69.7	67.2	37.0	2082.079	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	68.6	104.73	498.157	15.7442	0.9226	0.9666
90	78.1	84.1	11.9	79.1	76.0	39.8	2115.794	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	77.8	125.89	598.813	15.7778	0.9215	0.9662

S = 27 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T ₀₀ rate (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.8	47.9	4.2	46.0	45.0	32.5	1981.562	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	45.6	41.613	197.937	15.1458	0.9259	0.9681
60	53.5	56.7	6.5	53.9	52.3	33.0	2014.387	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	53.2	65.669	312.364	15.4559	0.9234	0.9670
70	61.4	65.7	8.6	61.3	59.3	34.8	2047.657	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	60.5	88.049	418.819	16.3193	0.9242	0.9673
80	69.1	74.6	10.9	69.0	66.4	35.0	2080.593	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	67.9	112.98	537.388	16.3457	0.9236	0.9671
90	76.9	83.5	13.1	76.9	73.7	36.5	2113.641	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	75.5	138.02	656.516	16.8251	0.9208	0.9658

S = 40.5 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T ₀₀ rate (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.2	47.6	4.8	45.3	44.3	31.0	1980.448	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	44.9	47.531	226.087	16.3604	0.9318	0.9706
60	52.8	56.4	7.2	52.9	51.3	31.3	2013.124	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	52.2	72.472	344.726	16.4776	0.9272	0.9686
70	60.3	65.1	9.7	60.4	58.4	32.6	2045.578	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	59.5	99.415	472.882	17.5647	0.9259	0.9680
80	68.0	74.0	12.0	68.0	65.5	34.6	2078.44	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	66.9	124.91	594.173	18.3914	0.9250	0.9677
90	75.7	82.9	14.3	75.1	72.1	35.4	2111.339	0.000528	0.09066	0.11957	0.21023	73.8	150.96	718.067	18.6846	0.9234	0.9670

Tabel Perhitungan Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 7.94 mm)

S = 19.7 mm

T _{f in} (°C)	T _{f out} (°C)	T _{f rate} (°C)	ΔT _f (°C)	T _{t rate} (°C)	T _{w rate} (°C)	T _{oo rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.9	48.0	4.1	46.8	45.2	32.9	1981.748	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	46.2	40.626	169.06	12.717	0.8889	0.9581
60	54.1	57.1	5.9	55.2	53.0	35.0	2015.538	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	54.4	59.458	247.43	12.797	0.8916	0.9591
70	62.2	66.1	7.8	63.9	61.1	37.2	2049.143	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	62.8	79.917	332.56	12.974	0.8929	0.9596
80	70.2	75.1	9.8	71.9	68.2	37.9	2082.561	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	70.5	102.05	424.65	13.036	0.8897	0.9584
90	78.7	84.4	11.3	80.1	75.6	40.7	2116.908	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	78.4	119.61	497.72	13.194	0.8856	0.9568

S = 27 mm

T _{f in} (°C)	T _{f out} (°C)	T _{f rate} (°C)	ΔT _f (°C)	T _{t rate} (°C)	T _{w rate} (°C)	T _{oo rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.7	47.8	4.3	46.6	45.1	31.2	1981.302	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	46.0	42.994	178.92	12.102	0.9080	0.9653
60	53.6	56.8	6.4	54.4	52.4	32.0	2014.61	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	53.7	64.468	268.27	12.404	0.9098	0.9660
70	61.8	65.9	8.2	63.5	60.7	34.8	2048.4	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	62.4	83.984	349.49	12.639	0.9051	0.9642
80	70.1	75.1	9.9	70.8	67.3	35.6	2082.376	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	69.5	103.08	428.94	12.668	0.9007	0.9626
90	78.1	84.1	11.9	78.9	74.5	36.2	2115.794	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	77.3	125.89	523.87	12.76	0.8964	0.9609

S = 40.5 mm

T _{f in} (°C)	T _{f out} (°C)	T _{f rate} (°C)	ΔT _f (°C)	T _{t rate} (°C)	T _{w rate} (°C)	T _{oo rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.4	47.7	4.6	46.1	44.9	31.0	1980.857	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	45.7	45.362	188.77	12.879	0.9213	0.9703
60	53.3	56.7	6.7	53.6	51.7	31.2	2014.053	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	52.9	67.471	280.77	12.948	0.9151	0.9680
70	61.5	65.8	8.5	62.1	59.7	33.6	2047.843	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	61.2	87.033	362.18	13.112	0.9142	0.9676
80	69.6	74.8	10.4	68.7	65.6	33.7	2081.41	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	67.5	108.44	451.27	13.348	0.9124	0.9670
90	77.5	83.8	12.5	76.8	72.8	34.3	2114.681	0.000528	0.09066	0.14965	0.24	75.3	132.17	550	13.43	0.9062	0.9646

Tabel Perhitungan Penukar Kalor Woven Matrix Dengan Diameter Pembuluh (Dt = 9.53 mm)

S = 19.7 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T _{00 rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	45.0	47.5	5.0	45.5	44.4	32.8	1980.077	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	45.1	49.502	183.08	14.88	0.91637	0.97196
60	52.2	56.1	7.8	53.6	52.1	33.7	2012.011	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	53.1	78.468	290.22	14.984	0.9212	0.97358
70	60.4	65.2	9.6	61.4	59.6	36.8	2045.801	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	60.8	98.198	363.19	15.182	0.92628	0.97528
80	68.1	74.1	11.9	69.3	66.8	38.4	2078.662	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	68.5	123.68	457.44	15.201	0.91854	0.97269
90	76.7	83.4	13.3	77.5	74.6	42.8	2113.195	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	76.6	140.53	519.74	15.395	0.91513	0.97154

S = 27 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T _{00 rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	44.8	47.4	5.2	45.4	44.4	32.1	1979.706	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	45.1	51.472	190.37	14.684	0.92481	0.97479
60	51.9	56.0	8.1	53.4	52.0	32.5	2011.454	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	53.0	81.464	301.3	14.717	0.93226	0.97729
70	60.0	65.0	10.0	60.8	59.1	34.7	2045.058	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	60.2	102.25	378.18	14.838	0.93357	0.97773
80	67.6	73.8	12.4	68.1	65.9	35.6	2077.734	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	67.4	128.82	476.44	15	0.93231	0.9773
90	75.4	82.7	14.6	76.6	73.8	37.9	2110.782	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	75.7	154.09	569.89	15.092	0.92765	0.97574

S = 40.5 mm

Tf _{in} (°C)	Tf _{out} (°C)	Tf _{rate} (°C)	ΔTf (°C)	Tt _{rate} (°C)	Tw _{rate} (°C)	T _{00 rate} (°C)	cp (kJ/kg.°C)	A _{kont.} (m ²)	A _{wire} (m ²)	A _{tube} (m ²)	A _{tot} (m ²)	T _{ex} (°C)	q W	q" W/m ²	h W/m ² .K	η _f	η _o
50	44.5	47.3	5.5	45.1	44.4	31.3	1979.149	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	44.8	54.427	201.3	14.881	0.95427	0.98467
60	51.6	55.8	8.4	52.6	51.4	31.5	2010.897	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	52.2	84.458	312.37	15.067	0.94339	0.98102
70	59.5	64.8	10.5	59.6	58.0	33.3	2044.13	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	59.0	107.32	396.91	15.396	0.93767	0.9791
80	67.1	73.6	12.9	66.7	64.6	33.9	2076.843	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	66.0	133.75	494.67	15.421	0.93499	0.9782
90	74.5	82.3	15.5	74.6	71.7	34.9	2109.111	0.000528	0.09066	0.17972	0.27	73.6	163.46	604.55	15.622	0.92775	0.97578

Pengujian Secara Statistik $\overline{Nu_S} = f(Ra_S, S^*)$ **1. Pengujian Secara Simultan (Uji F)**

Uji F digunakan untuk membuktikan apakah Ra_S (X_1) dan S^* (X_2), secara simultan berpengaruh signifikan terhadap N_{uS} (Y). Langkah-langkah pengujian dengan menggunakan Uji F adalah sebagai berikut:

a. Merumuskan hipotesis statistik:

H_0 : a_1 dan $a_2 = 0$, variabel-variabel bebas Ra_S (X_1) dan S^* (X_2) secara simultan tidak berpengaruh terhadap variabel terikat N_{uS} (Y).

H_1 : a_1 dan $a_2 \neq 0$, variabel-variabel bebas Ra_S (X_1) dan S^* (X_2) secara simultan berpengaruh terhadap variabel terikat N_{uS} (Y).

b. Menentukan nilai F_{tabel}

Dipilih *level of significant* (α) = 0,05 (5%)

df. pembilang (df1) = $k = 2$

df. penyebut (df2) = $n - k - 1 = 45 - 2 - 1 = 42$

$F_{tabel} = 3.224$

c. Menghitung nilai F_{hitung}

Hasil pengolahan dengan menggunakan komputer program SPSS diperoleh nilai F_{hitung} sebesar 264.089 (lihat Output SPSS).

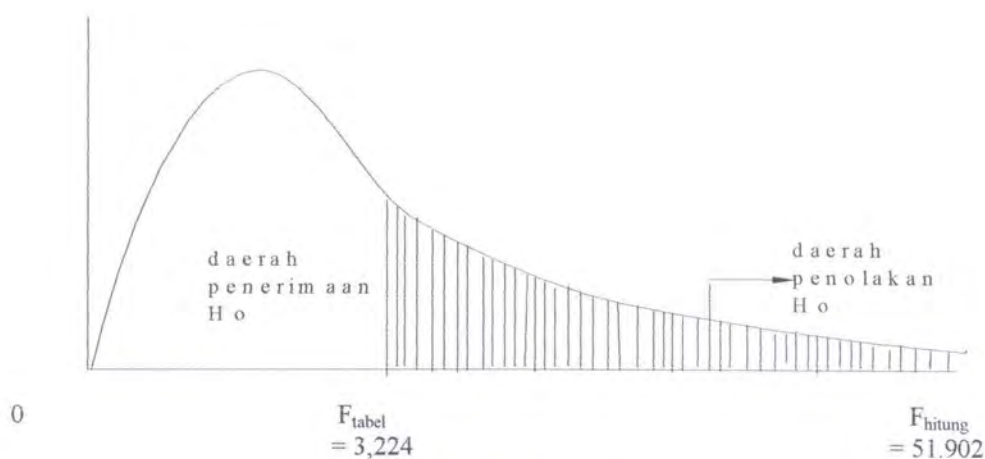
d. Kriteria uji :

Ho diterima jika $F_{hitung} \leq F_{tabel}$

Ho ditolak jika $F_{hitung} > F_{tabel}$

e. Hasil pengujian:

Ho ditolak, karena $F_{hitung} (264.089) > F_{tabel} (3.224)$.



Gambar 1. Kurva Uji F

Penolakan H_0 menunjukkan bahwa : *variabel-variabel bebas X_1 dan X_2 , secara simultan berpengaruh signifikan terhadap variabel terikat Y.*

2. Pengujian Secara Parsial (Uji t)

Uji t digunakan untuk membuktikan apakah masing-masing variabel R_{AS} (X_1) dan S^* (X_2), secara parsial berpengaruh signifikan terhadap N_{US} (Y).

a. Pengaruh R_{AS} (X_1) terhadap N_{US} (Y)

Pengaruh R_{AS} (X_1) terhadap N_{US} (Y) dibuktikan dengan menggunakan uji t dengan langkah-langkah pengujian sebagai berikut:

1) Hipotesis

$H_0 : a_1 = 0$, R_{AS} (X_1) tidak berpengaruh terhadap N_{US} (Y).

$H_1 : a_1 \neq 0$, R_{AS} (X_1) berpengaruh terhadap N_{US} (Y).

2) Menentukan nilai t_{tabel}

Level of significance $(\alpha/2) = 5\%/2 = 0,05/2 = 0,025$

Degrees of freedom $= n - k - 1 = 45 - 2 - 1 = 42$

$$t_{\text{tabel}} = 2.019.$$

3) Menghitung t_{hitung}

Hasil pengolahan data dengan menggunakan perangkat lunak komputer program SPSS diperoleh nilai t_{hitung} sebesar 9.255 (lihat output SPSS)

4) Kriteria pengujian:

Ho ditolak, bila $t_{\text{hitung}} > t_{\text{tabel}}$ atau $t_{\text{hitung}} < -t_{\text{tabel}}$

Ho diterima, bila $-t_{\text{tabel}} \leq t_{\text{hitung}} \leq t_{\text{tabel}}$

5) Hasil pengujian

Hasil pengujian menunjukkan Ho ditolak, karena nilai $t_{\text{hitung}} (9.255) > t_{\text{tabel}} (2.019)$. Artinya harga $a_1 \neq 0$.

b. Pengaruh S^* (X_2) terhadap N_{us} (Y)

Pengaruh S^* (X_2) terhadap N_{us} (Y) dibuktikan dengan menggunakan uji t dengan langkah-langkah pengujian sebagai berikut:

1) Hipotesis

$H_0 : a_2 = 0$, S^* (X_2) tidak berpengaruh terhadap N_{us} (Y).

$H_1 : a_2 \neq 0$, S^* (X_2), berpengaruh terhadap N_{us} (Y).

2) Menentukan nilai t_{tabel}

$$\text{Level of significance } (\alpha/2) = 5\%/2 = 0,05/2 = 0,025$$

$$\text{Degrees of freedom} = n - k - 1 = 45 - 2 - 1 = 42$$

$$t_{\text{tabel}} = 2,019.$$

3) Menghitung t_{hitung}

Hasil pengolahan data dengan menggunakan perangkat lunak komputer program SPSS diperoleh nilai t_{hitung} sebesar -5.586 (lihat output SPSS)

4) Kriteria pengujian:

H_0 ditolak, bila $t_{hitung} > t_{tabel}$ atau $t_{hitung} < -t_{tabel}$

H_0 diterima, bila $-t_{tabel} \leq t_{hitung} \leq t_{tabel}$

5) Hasil pengujian

Hasil pengujian menunjukkan H_0 ditolak, karena nilai t_{hitung} (-5.867) $< -t_{tabel}$ (2.019). Artinya harga $a_2 \neq 0$.

TABEL DISTRIBUSI F DENGAN $\alpha = 0.05$

df 1 \ df 2	1	2	3	4	5
1	161.45	199.50	215.71	224.58	230.16
2	18.513	19.000	19.164	19.247	19.296
3	10.128	9.5521	9.2776	9.1172	9.0135
4	7.7086	6.9443	6.5194	6.3883	6.2560
5	6.6079	5.7861	5.4095	5.1922	5.0503
6	5.9874	5.1433	4.7571	4.5337	4.3878
7	5.5194	4.7374	4.3468	4.1203	3.9715
8	5.3177	4.4590	4.0662	3.8378	3.6875
9	5.1174	4.2565	3.8626	3.6331	3.4817
10	4.9646	4.1028	3.7083	3.4780	3.3258
11	4.8443	3.9823	3.5874	3.3567	3.2039
12	4.7472	3.8853	3.4903	3.2592	3.1059
13	4.6672	3.8056	3.4105	3.1791	3.0254
14	4.6001	3.7389	3.3439	3.1122	2.9582
15	4.5431	3.6823	3.2874	3.0556	2.9013
16	4.4940	3.6337	3.2389	3.0069	2.8524
17	4.4513	3.5915	3.1968	2.9647	2.8100
18	4.1390	3.5546	3.1599	2.9277	2.7729
19	4.3808	3.5219	3.2174	2.8951	2.7401
20	4.3513	3.4928	3.0984	2.8661	2.7109
21	4.3248	3.4668	3.0725	2.8401	2.6848
22	4.3009	3.4434	3.0491	2.8167	2.6613
23	4.2793	3.4221	3.0280	2.7955	2.6400
24	4.2597	3.4028	3.0088	2.7763	2.6207
25	4.2417	3.3852	2.9912	2.7587	2.6030
26	4.2252	3.3690	2.9751	2.7426	2.5868
27	4.2100	3.3541	2.9604	2.7278	2.5719
28	4.1960	3.3404	2.9467	2.7141	2.5581
29	4.1830	3.3277	2.9340	2.7014	2.5454
30	4.1709	3.3158	2.9223	2.6896	2.5336
40	4.0848	3.2317	2.8387	2.6060	2.4495
60	4.0012	3.1504	2.7581	2.5252	2.3683

Sumber : Tabel 7 *Statistical Concepts and Methods*, Gauri K. Bhattacharya dan Richard A. Johnson

TABEL DISTRIBUSI t STUDENT

d.f.	α			
	0.10	0.05	0.025	0.01
1	3.078	6.314	12.706	31.821
2	1.886	2.920	4.303	6.965
3	1.638	2.353	3.182	4.541
4	1.533	2.132	2.776	3.747
5	1.476	2.015	2.571	3.365
6	1.440	1.943	2.447	3.143
7	1.415	1.895	2.365	2.998
8	1.397	1.860	2.306	2.896
9	1.383	1.833	2.262	2.821
10	1.372	1.812	2.228	2.764
11	1.363	1.796	2.201	2.718
12	1.356	1.782	2.179	2.681
13	1.350	1.771	2.160	2.650
14	1.345	1.761	2.145	2.624
15	1.341	1.753	2.131	2.602
16	1.337	1.746	2.120	2.583
17	1.333	1.740	2.110	2.567
18	1.330	1.734	2.101	2.552
19	1.328	1.729	2.093	2.539
20	1.325	1.725	2.086	2.528
21	1.323	1.721	2.080	2.518
22	1.321	1.717	2.074	2.508
23	1.319	1.714	2.069	2.500
24	1.318	1.711	2.064	2.492
25	1.316	1.708	2.060	2.485
26	1.315	1.706	2.056	2.479
27	1.314	1.703	2.052	2.473
28	1.313	1.701	2.048	2.467
29	1.311	1.699	2.045	2.462
30	1.310	1.697	2.042	2.457
40	1.303	1.684	2.021	2.423
60	1.296	1.671	2.000	2.390

Sumber : Tabel 7 *Statistical Concepts and Methods*, Gauri K. Bhattacharya dan Richard A. Johnson

LAMPIRAN C



C-1 Tabel Properties Metallic Solids

C-2 Tabel Properties Udara Tekanan Atmosfer

C-3 Grafik Properties Shell Thermia B

Thermophysical Properties of Selected Metallic Solids

Metal Alloys	Properties at 20°C (293 K)				Thermal Conductivity k (W/m.K)						
	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg.K)	k (W/m.K)	α (cm ² /s)	-100°C (173 K)	0°C (273 K)	100°C (373 K)	200°C (473 K)	400°C (673 K)	600°C (873 K)	1000°C (1273 K)
Aluminium											
Pure	2707	0.896	204	0.842	215	202	205	215	249		
Duralumin (94-96% Al, 3-5% Cu, trace Mg)	2787	0.883	164	0.667	126	159	182	194			
Silumin (87% Al, 13% Si)	2659	0.871	164	0.71	149	163	175	185			
Amtimony	6690	0.208	17.4	0.125	19.2	17.7	16.3	16	17.2		
Beryllium	1850	1.750	167	0.516	126	160	191	215			
Bismuth, polycrystalline	9780	0.124	7.9	0.065	12.1	8.4	7.2	7.2			
Cadmium, polycrystalline	8650	0.231	92.8	0.464	97	93	92	91			
Cesium	1873	0.230	36	0.836							
Chromium	7190	0.453	90	0.276	120	95	88	85	77		
Cobalt (97.1% Co) polychristaline	8900	0.389	70	0.202							
Copper											
Pure	8954	0.384	398	1.16	420	401	391	389	378	366	336
Commercial Aluminium Bronze (95% Cu, 5% Al)	8300	0.419	372	1.07							
Brass (70% Cu, 30% Zn)	8666	0.410	83	0.233							
Brass (60% Cu, 40% Zn)	8522	0.385	111	0.341	88		128	144	147		
Bronze (75% Cu, 25% Sn)	8400	0.376	113	0.358							
Bronze (85% Cu, 6% Sn, 9% Zn, 1% Pb)	8666	0.343	26	0.086							
	8800	0.377	61.7	0.186							

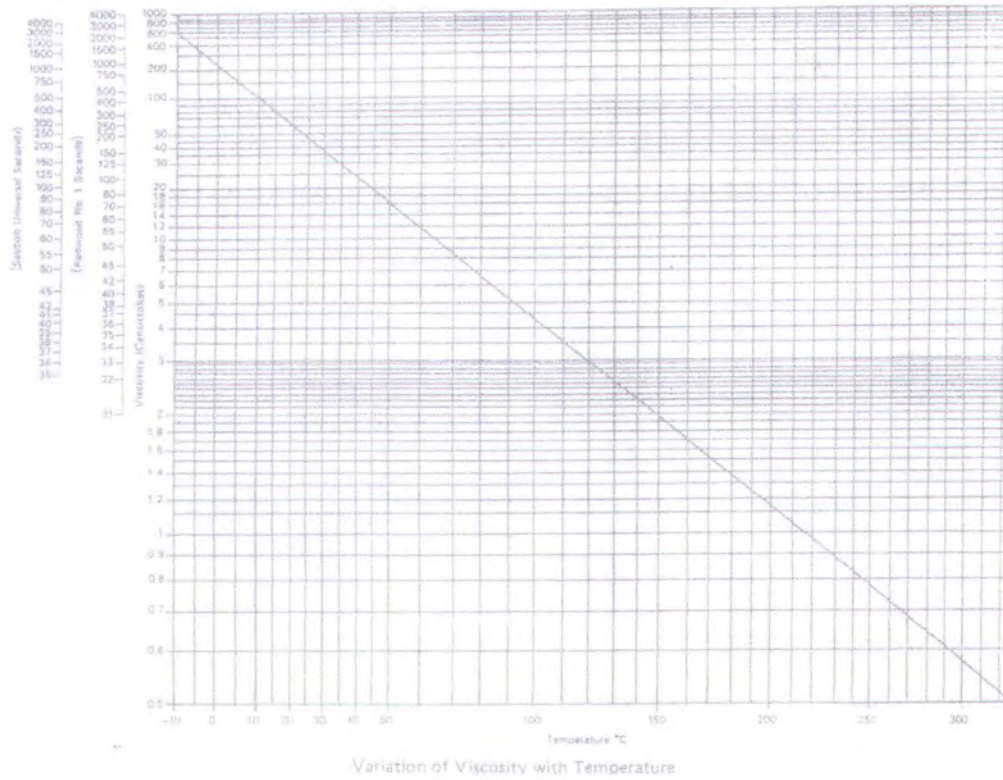
Sumber : Tabel A - 1 *Heat Transfer*, Adrian Bejan

**Thermophysical Properties
of Gases at Atmospheric Pressure**

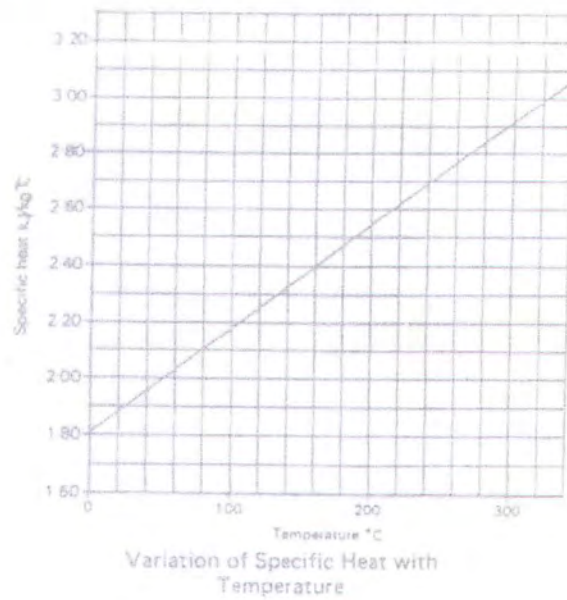
T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg.K)	$\mu \cdot 10^7$ (N.s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m.K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air							
100	3.5562	1.032	71.10	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.59	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.995	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.774	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.8	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1050	0.3155	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728

Sumber : Tabel A-4 *Fundamental Heat and Mass Transfer*, Frank P. Incropera

Properties SHELL THERMIA B



Grafik C-III.1 Viskositas Shell Thermia B pada berbagai suhu



Gambar C-III.2 Spesific Heat (c_p) Sheel Thermia B pada berbagai suhu